

UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**SIMULACIÓN DEL PROCESO DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE
PETRÓLEO DEL CAMPO VILLANO, BLOQUE 10.**

**TRABAJO DE GRADUACIÓN, PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO.**

AUTOR: ANDRÉS ROBERTO CARRASCO SAAVEDRA

TUTOR: ING. LUIS CALLE GUADALUPE

QUITO

2012

APROBACIÓN DEL TUTOR

Certifico que el Trabajo de Graduación titulado **SIMULACIÓN DEL PROCESO DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO DEL CAMPO VILLANO, BLOQUE 10**, es original y ha sido desarrollado por el Señor Andrés Roberto Carrasco Saavedra, bajo mi dirección y conforme a todas las observaciones realizadas.

En la ciudad de Quito, a los dieciocho días del mes de julio de 2012

Ing. Luis Calle G.

PROFESOR TUTOR

AUTORIZACIÓN DE LA AUTORÍA INTELECTUAL

Yo, ANDRÉS ROBERTO CARRASCO SAAVEDRA en calidad de autor del trabajo de graduación realizada sobreSIMULACIÓN DEL PROCESO DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO DEL CAMPO VILLANO, BLOQUE 10, por la presente autorizo a la UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR, hacer uso de todos los contenidos que me pertenecen o de parte de los que contiene esta obra, con fines estrictamente académicos o de investigación.

Los derechos que como autor me corresponden, con excepción de la presente autorización, seguirán vigentes a mi favor, de conformidad con lo establecido en los artículos 5, 6, 8, 19 y demás pertinentes de la Ley de Propiedad Intelectual y su Reglamento.

Quito, 18 de julio de2012

Andrés Carrasco S.

C.C. 1719629972

acarrasco81@yahoo.com

Dedico el presente trabajo a Dios, por darme la fuerza para seguir adelante cada día. A mi querido Padre, por ser mi mentor en lo profesional y lo personal. A mi amada Madre, por todo el apoyo incondicional que me ha dado. Y a mi querida hermana por ser la alegría de mi vida.

CONTENIDO

	pág.
CONTENIDO	v
LISTA DE TABLAS	viii
LISTA DE FIGURAS	xi
LISTA DE GRÁFICOS	xiii
LISTA DE ANEXOS	xiv
RESUMEN	xv
INTRODUCCIÓN	1
1. MARCO TEÓRICO	3
1.1 Simulador Hysys	3
1.1.1 Generalidades.	3
1.1.2 Paquetes termodinámicos	3
1.1.2.1 Ecuaciones de Estado	4
1.1.2.2 Modelos de actividad	6
1.1.3 Caracterización de un crudo mediante la herramienta Oil Manager	6
1.1.4 Entorno de la Simulación.	7
1.1.5 Paleta de Operaciones Unitarias.	8
1.2 Equipos utilizados	10
1.2.1 Separadores.	10
1.2.1.1 Partes de un separador.	11
1.2.1.2 Clasificación de los separadores.	12
1.2.2 Sistemas de Intercambio de Calor.	13

1.2.2.1 Aeroenfriadores..	13
1.2.2.2 Intercambiadores de Calor	15
1.2.3 Equipos para el transporte de fluidos.	16
1.2.3.1 Bombas	16
1.3 Proceso de producción de petróleo	17
1.3.1 Proceso De Tratamiento Del Crudo.	18
1.3.1.1 Descripción general del proceso	18
1.3.2 Procesamiento del Gas	27
1.3.3 Procesamiento del Agua de Producción	31
2. MARCO EXPERIMENTAL	35
2.1 Datos experimentales	35
2.1.1 Caracterización de las corrientes principales de proceso	35
2.1.2 Datos de Operación de los Equipos de CPF (Promedio)	38
3. DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN	41
3.1 Consideraciones generales.	41
3.2 Caracterización del crudo de proceso	42
3.3 Ingreso de la corriente fluido.	46
3.4 Simulación del mezclador estático.	46
3.5 Simulación de los intercambiadores de calor	47
3.6 Simulación de los separadores de agua libre y de los tratadores calentadores (Heater Treaters).	49
3.7 Simulación de la bota degasificadora y sistemas de bombeo.	50
3.8 Simulación del sistema de gas	51
3.8.1 Simulación del Compressor Suction Drum	52
3.8.2 Simulación del Fuel Gas KO Drum	52
3.8.3 Simulación del sistema de tea	53
3.9 Simulación del sistema de agua	53
3.9.1 Simulación del Hydrocyclone Surge Drum	53
3.9.2 Simulación del Sistema de Inyección de agua	54
4. CALCULOS Y RESULTADOS	55
4.1 Cálculo de los flujos volumétricos de las fases presentes en el fluido proveniente de Villano A.	55

4.2 Resultados obtenidos en la simulación	56
4.2.1 Composición de las corrientes principales del proceso	56
4.2.1.1 Composición de las corrientes de crudo del proceso	56
4.2.1.2 Composición de las corrientes de gas del proceso	58
4.2.2 Comparación entre el crudo obtenido en la simulación con el crudo real	60
4.2.3 Resultados de rendimiento de los equipos principales de CPF	60
4.2.4 Variación de condiciones de operación en los equipos principales de proceso.	61
5. DISCUSIÓN	64
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	67
6.1 Conclusiones	67
6.2 Recomendaciones	68
CITAS BIBLIOGRÁFICAS	70
BIBLIOGRAFÍA	71
ANEXOS	73

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Ecuaciones de estado más utilizadas en Ingeniería Química ⁴	
Tabla 2. Dimensiones de los intercambiadores de calor crudo/agua de CPF	19
Tabla 3. Dimensiones de los intercambiadores de placas de CPF	21
Tabla 4. Dimensiones de los intercambiadores de calor crudo/crudo de CPF	22
Tabla 5. Dimensiones de los Separadores de Agua Libre	23
Tabla 6. Dimensiones de los Tratadores Calentadores	23
Tabla 7. Dimensiones de la Bota Degasificadora y bombas de primera etapa	24
Tabla 8. Dimensiones de las Bombas Shipping	25
Tabla 9. Dimensiones de los tanques de crudo de CPF	26
Tabla 10. Dimensiones de las Bombas OilBooster (Tanques)	27
Tabla 11. Dimensiones del sistema de compresión de gas	29
Tabla 12. Dimensiones del Fuel Gas K.O. Drum y su aerofriador	30
Tabla 13. Dimensiones del Hydrocyclone Surge Drum y las bombas de hidrociclón	33
Tabla 14. Dimensiones de los tanques de agua de producción	34

Tabla 15. Dimensiones de las bombas de inyección de agua	35
Tabla 16. Composición y condiciones del Fluido proveniente de Villano A	35
Tabla 17. Caracterización del petróleo crudo obtenido en CPF	35
Tabla 18. Destilación simulada ASTM D7169 del crudo obtenido en CPF	36
Tabla 19. Composición del gas asociado separado en CPF	37
Tabla 20. Datos de Operación de los Intercambiadores de Calor	38
Tabla 21. Datos de Operación de los Separadores de Agua Libre	39
Tabla 22. Datos de Operación de los Tratadores Calentadores	39
Tabla 23. Datos de Operación del Sistema de Bombeo de CPF	39
Tabla 24. Datos de Operación del Sistema de Gas de CPF	40
Tabla 25. Composición de la corriente Fluido proveniente de Villano	56
Tabla 26. Composición de las corrientes de crudo obtenidas de los FWKO's	57
Tabla 27. Composición de las corrientes de crudo obtenidas de los HeaterTreaters	57
Tabla 28. Composición de la corriente de crudo bombeado hacia terminal de entrega	58
Tabla 29. Composición de la corriente de gas obtenida de la Bota Degasificadora	58
Tabla 30. Composición de la corriente de gas de alimentación al Fuel Gas KO Drum	59
Tabla 31. Composición de la corriente de gas para los usuarios de la planta	59

Tabla 32. Propiedades del crudo simulado y el crudo real	60
Tabla 33. Coeficientes globales de Transporte de Calor de los Intercambiadores Crudo/Agua	60
Tabla 34. Coeficientes globales de Transporte de Calor de los Intercambiadores Crudo/Crudo	61
Tabla 35. Consumo energético total de los Tratadores Calentadores	61
Tabla 36. Variación de condiciones de operación en los Separadores de Agua Libre	61
Tabla 37. Variación de condiciones de operación en los Tratadores Calentadores	62

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Datos requeridos por Hysys para caracterizar petróleo crudo	7
Figura 2. Entorno de Simulación de Aspen Hysys	8
Figura 3. Paleta de Operaciones de Aspen Hysys	9
Figura 4. Partes y tipos de separadores	12
Figura 5. Intercambiador tipo carcasa 2-4	15
Figura 6. Bomba centrífuga	16
Figura 7. Bomba de desplazamiento positivo de pistón.	17
Figura 8. Diagrama de bloques del proceso de tratamiento del crudo	20
Figura 9. Procesamiento del Gas	28
Figura 10. Procesamiento del agua en CPF	32
Figura 11. Lista de componentes seleccionados para la simulación	42
Figura 12. Entorno Básico de Simulación de Aspen HYSYS 7.2	43
Figura 13. “Oil Manager” de Aspen HYSYS 7.2	43
Figura 14. Ingreso de datos para caracterizar un crudo en Aspen HYSYS 7.2	44
Figura 15. Propiedades de los componentes hipotéticos del crudo simulado	44

Figura 16. Simulación de la corriente Fluido de CPF	46
Figura 17. Datos de la corriente “Fluido”	46
Figura 18. Simulación del Mezclador Estático	47
Figura 19. Simulación de los Intercambiadores crudo/agua	47
Figura 20. Especificaciones de los intercambiadores de calor crudo/agua	48
Figura 21. Especificaciones de los intercambiadores de calor crudo/crudo	48
Figura 22. Ventana de diseño de los Separadores de Agua Libre en Aspen HYSYS 7.2	49
Figura 23. Ventana de diseño de los Tratadores Calentadores en Aspen HYSYS 7.2	50
Figura 24. Bota degasificadora en Aspen HYSYS 7.2	51
Figura 25. Bombas OilBooster Primera Etapa en Aspen HYSYS 7.2	51
Figura 26. Simulación del CompressorSuctionDrum en Aspen HYSYS 7.2	52
Figura 27. Simulación del Fuel Gas KO Drum en Aspen HYSYS 7.2	53
Figura 28. Sistema de Tea en Aspen HYSYS 7.2	53
Figura 29. Simulación del Hydrocyclone Surge Drum en Aspen HYSYS 7.2	54
Figura 30. Simulación del Sistema de Inyección de agua en Aspen HYSYS 7.2	54

LISTA DE GRÁFICOS

	pág.
Gráfico 1. Curva de destilación TBP del crudo calculada por Aspen HYSYS 7.2	45
Grafico 2. Distribución de las fracciones del crudo simulado calculado por Aspen HYSYS 7.2	45
Gráfico 3. Comparación de las curvas TBP del crudo simulado y el real	60
Gráfico 4. Variación de BSW en función de la presión en los Separadores de Agua Libre	62
Gráfico 5. Variación de BSW en función de la temperatura en los Tratadores Calentadores	63

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Curva de Destilación Simulada ASTM D7169 del Crudo del Campo Villano	74
Anexo B. Propiedades del Fluido que ingresa a CPF obtenidas en el simulador	75
Anexo C. Propiedades del corriente de salida de los Separadores de Agua Libre obtenida en el simulador	76
Anexo D. Propiedades del corriente de salida de los Tratadores Calentadores obtenida en el simulador	77
Anexo E. Propiedades de la corriente de crudo producido obtenida en el simulador	78

SIMULACIÓN DEL PROCESO DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO DEL CAMPO VILLANO, BLOQUE 10.

RESUMEN

Se simuló el proceso de “Facilidades de Producción de petróleo” del campo Villano, Bloque 10, usando el simulador ASPEN HYSYS 7.2, basándose en datos de campo requeridos para analizar y estudiar el rendimiento de los equipos de la planta de Facilidades de Producción y las propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso.

Para lo cual, se recopilaron datos de operación de las principales corrientes de proceso así como de los equipos de la planta y su información técnica. Se recolectó la información sobre la caracterización de los flujos de petróleo y gas asociado al proceso de separación de las fases, con el fin de ingresarlos al simulador y obtener resultados sobre las propiedades de corrientes y rendimiento de los equipos; para así comparar con datos reales del proceso. Así se identificaron los equipos con menor rendimiento y las posibles causas para dicho comportamiento. Se concluye que los resultados de la simulación guardan concordancia con los resultados reales del proceso.

PALABRAS CLAVE: /SIMULACIÓN DE PROCESOS/SOFTWARE DE SIMULACIÓN/ASPEN HYSYS 7.2/ FACILIDADES DE PRODUCCIÓN PETROLERA/PETRÓLEO/CAMPO VILLANO/

SIMULATION OF THE CRUDE OIL PRODUCTION FACILITIES' PROCESS FROM VILLANO FIELD, BLOCK 10.

ABSTRACT

It was simulated the process of “Oil Production Facilities” from Villano field, Block 10, by using ASPEN HYSYS 7.2 simulator, based on required field data to analyze and study the performance of Facilities Plant equipment and thermodynamical properties of process streams.

For this purpose, data was collected from operation of the main streams of process and plant equipment as its technical information. Also information about the characterization of oil and associated gas from the separation process was collected, in order to enter them to the simulator and obtain results about stream properties and equipment behavior, in order to compare with the actual data of the process. The equipment with reduced performance was identified and possible reasons for such behavior. Concluding that the products obtained kept consistent with the actual data of the process.

**KEY WORDS: /PROCESS SIMULATION/SOFTWARE SIMULATION/ASPEN
HYSYS 7.2/OIL PRODUCTION FACILITIES/OIL/ VILLANO FIELD/**

INTRODUCCIÓN

En la actualidad, una de las etapas más importantes en la industria del petróleo es la extracción y producción de crudo. Como es conocido, de un pozo petrolero se obtiene un fluido, formado por una mezcla de tres fases distintas; la fase gaseosa que generalmente se encuentra disuelta en este sistema, la fase líquida de hidrocarburos que conforma el crudo que se desea obtener y la fase acuosa, la cual es reinyectada a los pozos.

Estas fases son separadas en facilidades de producción petrolera, las cuales son plantas industriales constituidas por unidades o equipos de separación especializados para este tipo de fluidos, con el fin de producir un petróleo crudo que se encuentre bajo las especificaciones requeridas para su comercialización.

Entre los principales equipos que posee este proceso están los intercambiadores de calor, los cuales permiten calentar y alcanzar las condiciones de salida de temperatura para la separación, mientras enfrían los productos de salida para su transporte. Además existen separadores, que conforman el proceso en sí y separan el crudo de la calidad deseada de las otras fases presentes y finalmente sistemas de bombeo que envían el producto hacia los clientes.

Para el desarrollo del presente trabajo se ha utilizado el simulador Aspen HYSYS, el cual es especializado para la industria petrolera, y en el constan las unidades existentes en la planta para realizar la simulación y los paquetes de fluido adecuados para la estimación de las propiedades termodinámicas de los componentes que participan en el proceso.

Mediante la toma de los datos experimentales requeridos por la simulación y de las consideraciones técnicas adecuadas, se obtienen resultados válidos en el desempeño

de los equipos, los cuales no se alejen de los resultados que se obtienen en la realidad, así como las propiedades de corrientes de proceso.

Los resultados obtenidos permiten identificar mejoras en el proceso, tales como modificaciones operacionales o de proceso, que buscan mejorar la productividad de la empresa.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 Simulador Hysys

1.1.1 Generalidades. El simulador Aspen Hysys es una herramienta informática conformada por modelos de unidades de proceso tales como separadores, intercambiadores de calor, reactores, operaciones lógicas, controladores, tubería, columnas de destilación y extracción, etc.; que tiene como objetivo facilitar el cálculo en el diseño y optimización de procesos de manera resumida y organizada.

También este programa permite variar condiciones de operación de un proceso dado para obtener diferentes resultados y determinar las condiciones óptimas para un determinado proceso.

Las aplicaciones de Aspen Hysys son muy variadas e importantes, tales como en los procesos de refinación de petróleo, el transporte de fluidos por tubería, procesos de endulzamiento de gas, procesos químicos, etc.

Dicho simulador se puede aplicar satisfactoriamente en la simulación del proceso de producción de petróleo el cual es el objeto del presente estudio.

1.1.2 Paquetes termodinámicos. En Aspen Hysys, las propiedades físicas de los componentes puros y los métodos de cálculo para propiedades de mezclas están contenidas en los paquetes termodinámicos o llamados también paquetes de fluido (fluid packages). Esto permite definir toda la información requerida en una sola entidad. En el caso de realizar una simulación, la selección del paquete termodinámico adecuado depende del tipo de componentes que existen en la simulación y de las mezclas que conforman.

Los paquetes termodinámicos se clasifican en dos grupos bien diferenciados:

1.1.2.1 Ecuaciones de Estado. Los procedimientos de diseño del equipo para las operaciones de separación requieren el conocimiento de entalpías y densidades, además de las relaciones de equilibrio entre fases. La termodinámica clásica proporciona un medio de obtener todas estas magnitudes a partir de las relaciones P-V-T, que se conocen como *ecuaciones de estado*. Si bien se han propuesto un gran número de ecuaciones de estado, la mayoría para la fase vapor, relativamente pocas resultan adecuadas para los cálculos prácticos de diseño. Algunas de éstas se indican en la Tabla 1.

Tabla 1. Ecuaciones de estado más utilizadas en Ingeniería Química*

Nombre	Ecuación	Constantes y Funciones
Gas Ideal	$P = \frac{RT}{v}$	---
General	$P = \frac{ZRT}{v}$	$Z = f(P_r, T_r, Z_c, \omega)$
Redlich-Kwong (R-K)	$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + bv}$	$b = 0,08664 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,42748 \frac{R^2 T_c^{2,5}}{P_c T^{0,5}}$
Soave-Redlich-Kwong (S-R-K)	$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + bv}$	$b = 0,08664 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,42748 \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0,5})]^2}{P_c}$ $f_w = 0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2$
Peng-Robinson (P-R)	$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$	$b = 0,07780 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,4572 \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0,5})]^2}{P_c}$ $f_w = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26992\omega^2$

* Fuente: Luque S., Simulación y Optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS, 2005, p. 52

Paquetes termodinámicos Peng –Robinson y Soave-Redlich-Kwong

La principal dificultad de la ecuación R-K es su incapacidad para predecir con exactitud la presión de vapor. Tomando como base el trabajo realizado por Wilson, Soave adicionó un tercer parámetro, el factor acéntrico de Pitzer, a la ecuación R-K y obtuvo una concordancia casi exacta con los datos de presión de vapor de hidrocarburos puros, al mismo tiempo que mejoraba la capacidad de la ecuación para predecir propiedades de la fase líquida. Esta ecuación de estado fue aceptada de inmediato para su aplicación a mezclas conteniendo hidrocarburos y/o gases ligeros, debido a su simplicidad y precisión.[1]

Posteriormente, Peng y Robinson presentaron una modificación adicional a las ecuaciones de estado R-K y S-R-K, mejorando el ajuste a los valores experimentales en la región crítica y para volúmenes molares de líquidos.

Las principales características de la ecuación de Peng-Robinson (P-R) son:

- Amplio intervalo de condiciones de operación
- Mayor número de componentes, tanto hidrocarburos como no hidrocarburos
- En el caso de mezclas, emplea coeficientes de interacción binarios (k_{ij}), obtenidos de experimentalmente.
- Al igual que S-R-K, genera todos los valores de las propiedades termodinámicas y de equilibrio en forma directa.
- No aplicable para mezclas no ideales de compuestos polares, como por ejemplo electrolitos.

Para procesos en los que intervienen petróleo crudo o sus fracciones, se recomiendan paquetes de ecuaciones de estado como Peng-Robinson (PR) o SoaveRedlichKwong (SRK), los cuales definen a los componentes participantes en su totalidad y a sus mezclas.

Para el caso de la ecuación de estado de Peng Robinson, se han agregado componentes claves a su funcionalidad, los cuales son los siguientes: He, H₂, N₂, CO₂, H₂S, H₂O, CH₃OH, EG y TEG. [2]

1.1.2.2 Modelos de actividad. Los sistemas químicos polares o no ideales tradicionalmente se han tratado con modelos duales, en los que se emplea una ecuación de estado para predecir los coeficientes de fugacidad de la fase vapor, y un modelo de coeficientes de actividad para la fase líquida. [3]

La predicción de las propiedades en sistemas químicos está dominada principalmente por los modelos de actividad.

Los modelos de actividad son de naturaleza mucho más empírica que los modelos de ecuaciones de estado, por lo que no es recomendable utilizarlos para aplicaciones generalizadas ni para condiciones de operación fuera de las ensayadas.

1.1.3 Caracterización de un crudo mediante la herramienta Oil Manager. La caracterización de un crudo en Aspen Hysys se realiza mediante la herramienta Oil Manager, ubicada en el Entorno Básico de la Simulación. Para la caracterización, el programa crea componentes hipotéticos a partir de la información experimental del corte a simular, asociándolos con los puntos de ebullición en condiciones normales de componentes puros presentes en la base de datos del programa [4]. Para dicho propósito, Hysys requiere la siguiente información:

- Curvas de puntos de ebullición (TBP, ASTM D86, ASTM D1160, ASTM D2287, EFV)
- Factor de caracterización K_{UOP}
- Peso molecular promedio
- Análisis Cromatográfico
- Viscosidad
- Composición de livianos.
- Densidad API
- Curvas de propiedades

No es necesario ingresar todos los datos listados anteriormente al simulador, pero mientras se pueda ingresar la mayor cantidad de información al simulador, los resultados de la caracterización serán más aproximados a la realidad. En la figura 1, se clasifica la información requerida

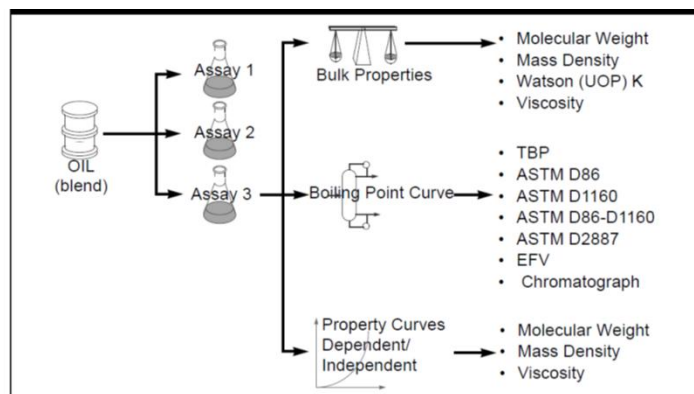


Figura 1. Datos requeridos por Hysys para caracterizar petróleo crudo

El procedimiento que utiliza Hysys para transformar los datos ingresados a partir de ensayos de laboratorio en series de componentes hipotéticos pertenecientes a la fracción estudiada consta de los siguientes pasos:

- En base a las curvas ingresadas, Hysys calcula todo el rango de curvas de trabajo las cuales son las curvas de propiedades de la fracción y la TBP.
- El programa determina el corte para cada componente hipotético a partir de la TBP
- Propiedades como la temperatura normal de ebullición (NBP), peso molecular, densidad y viscosidad de cada componente hipotético son determinados gráficamente a partir de las curvas de propiedades.
- Finalmente, se calcula las propiedades críticas y físicas de los componentes hipotéticos a partir de las propiedades definidas en el paso anterior.

1.1.4Entorno de la Simulación. El entorno de la simulación es el espacio en el cual se va a articular el proceso a simular, el cual consiste de un diagrama de flujo principal en el cual se encuentran todas las unidades del proceso unidas por las corrientes de materia y energía, y la paleta de unidades, de donde se puede escoger las unidades de proceso que se pueden añadir al diagrama de flujo.

En el caso de que el proceso sea de mayor complejidad, se puede añadir diagramas de flujo secundarios al diagrama principal. En la figura 2 se presenta el entorno de la simulación de Aspen Hysys con sus respectivas partes:

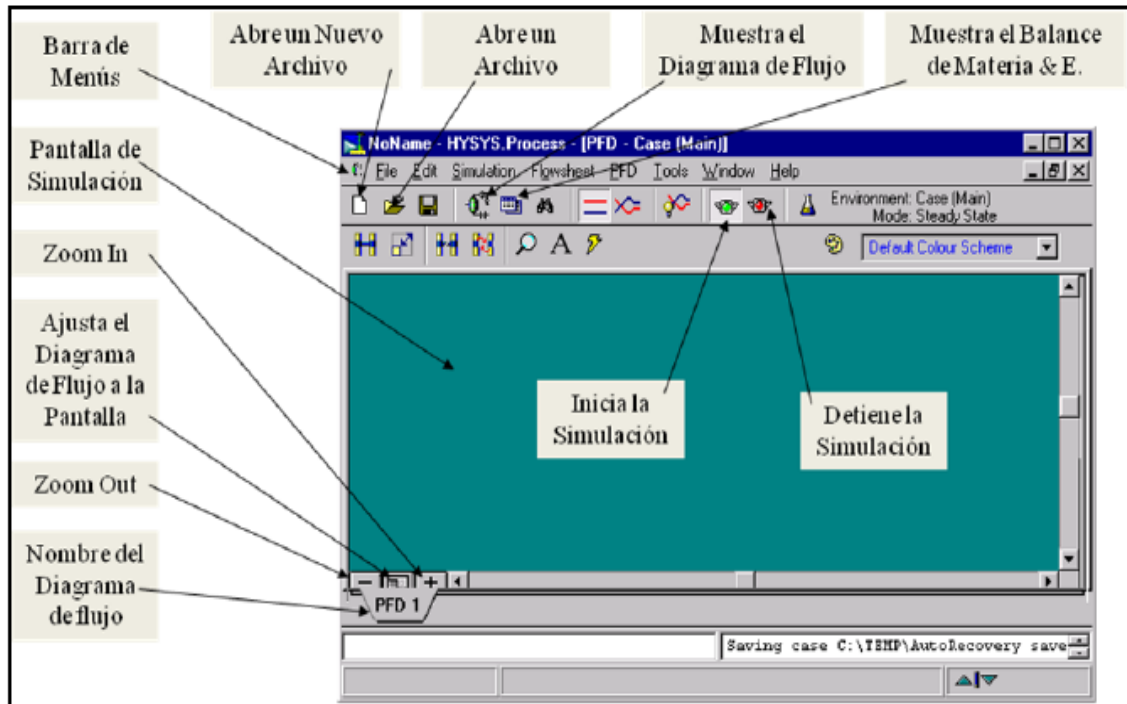


Figura 2. Entorno de Simulación de Aspen Hysys

Para poder ingresar al entorno de la simulación se debe tener definido al menos un paquete de fluido y un componente. Para el proceso estudiado se debe previamente haber definido el paquete termodinámico a usar, el cual es Peng Robinson, los componentes que intervienen en el proceso como los componentes del gas y el agua que se planea separar y finalmente la caracterización del fluido mediante la herramienta Oil Manager.

1.1.5 Paleta de Operaciones Unitarias. La Paleta de Operaciones Unitarias contiene todos los equipos que se pueden simular en Hysys, los cuales son representados en los iconos que contiene la paleta. La paleta y sus partes son representados en la figura 3:

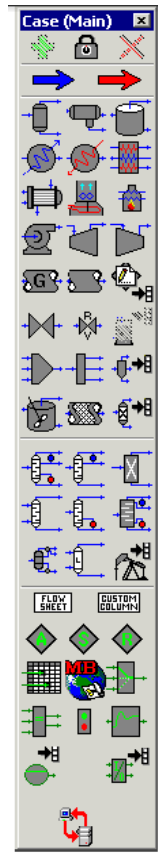


Figura 3. Paleta de Operaciones de Aspen Hysys

Los procesos que constan en la paleta son los siguientes:

- Separadores
- Tanques
- Equipos de Intercambio de calor
- Bombas y compresores
- Turbinas
- Válvulas
- Tuberías
- Reactores
- Tees y mezcladores
- Columnas de destilación
- Columnas de Absorción
- Operaciones lógicas
- Controladores

- Corrientes de masa y energía

De esta paleta se selecciona los componentes del proceso, el cual se arma en el diagrama de flujo para su posterior ejecución.

1.2 Equipos utilizados

1.2.1 Separadores. Los equipos de separación, como su nombre lo indica, se utilizan en la industria petrolera para separar mezclas de líquido y gas.

Un separador es un cilindro de acero que por lo general se utiliza para disgregar la mezcla de fluidos en sus componentes: agua, petróleo y gas. Adicionalmente, el recipiente permite aislar los hidrocarburos de otros componentes indeseables como la arena y el agua. Entre los más utilizados se encuentran los Scrubber o Knockouts, Line Drips y decantadores. [5]

Las mezclas de líquido y gas, se presentan en los campos petroleros principalmente por las siguientes causas:

- a. Por lo general los pozos producen líquidos y gas mezclados en un solo flujo.
- b. Hay tuberías en las que aparentemente se maneja sólo líquido o gas; pero debido a los cambios de presión y temperatura que se producen a través de la tubería, hay vaporización de líquido o condensación de gas, dando lugar al flujo de dos fases o tres fases.
- c. En ocasiones el flujo de gas arrastra líquidos de los compresores y equipos de procesamiento, en cantidades apreciables.

Es necesario el uso de separadores debido a que:

- Se requiere recuperar los condensados o gasolina natural del gas producido, los cuales tienen un valor comercial apreciable, debido a que mejora la calidad del crudo.
- Los condensados en el sistema de gas pueden provocar problemas en los quemadores y en la tea debido a que no están diseñados para soportar combustibles con fracciones líquidas.

- Se requiere separar el agua de proceso del crudo para cumplir las especificaciones comerciales para la entrega del crudo hacia los clientes.
- El agua producida en el proceso genera problemas de corrosión y aumenta el consumo de energía debido al transporte de dicho fluido en oleoductos o líneas de flujo.

1.2.1.1 Partes de un separador. Los separadores constan de las siguientes partes:

- **Dispositivo de entrada:** sirve para reducir la cantidad de movimiento del fluido de entrada al recipiente, obteniendo una separación inicial de las fases y una mejor distribución del flujo de gas. Algunos ejemplos de dichos dispositivos son los de vanos, los de placa y los de ciclón.
- **Sección de separación por gravedad:** por medio de la fuerza de gravedad, en esta sección se separa las gotas dispersas en la fase gaseosa para su separación final en el extractor de niebla. En esta sección, las fases circulan a baja velocidad y poca turbulencia.
- **Sección de separación de las fases líquidas por gravedad:** recibe todo el líquido separado en todo el recipiente. En esta sección existe una coalescencia entre las fases líquidas debido a la fuerza de gravedad, separándose el gas disuelto en el líquido, la fase líquida liviana (hidrocarburos) y la fase líquida pesada (generalmente agua). Para mejorar la separación, se puede usar paquetes coalescedores como por ejemplo calentadores, campos eléctricos y dosificadores de demulsificantes.
- **Extractor de niebla:** pueden ser de malla o de vanos, sirven para retener las pequeñas gotas de líquido que se arrastran en la corriente de gas. Dichas gotas se impregnan en las mallas, coalesciendo en gotas más grandes, las cuales caen por gravedad a la parte inferior del recipiente.

Las secciones descritas anteriormente se representan en la figura 4:

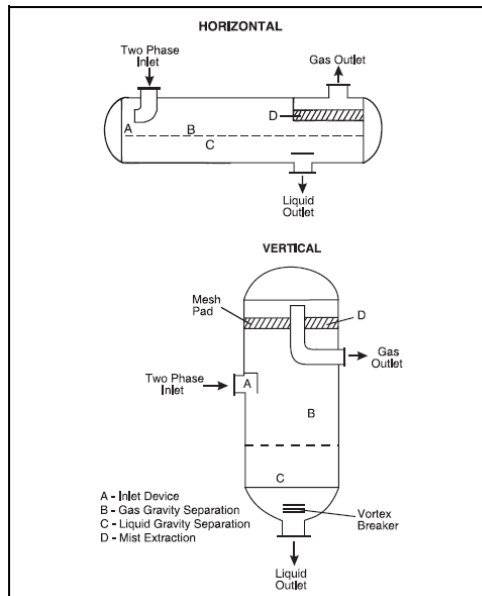


Figura 4. Partes y tipos de separadores

1.2.1.2 Clasificación de los separadores. Los separadores son clasificados, según su orientación, en verticales y horizontales. También se los puede clasificar en función de la cantidad de fases que separan: bifásicos (gas y líquido) y trifásicos (gas y dos fases líquidas).

1.2.1.2.1 Separadores Verticales. Se usan cuando la relación gas/líquido es alta o cuando el flujo total de gas es baja.

- **Ventajas:**

- a. Requieren menos espacio en la instalación.
- b. El control de nivel de líquido no es crítico en la separación de las fases.
- c. Hay menor tendencia de revaporización de líquidos.

- **Desventajas:**

- a. Son más difíciles de instalar que los horizontales.
- b. Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.

1.2.1.2.2 Separadores Horizontales. Son aquellos que se disponen en forma horizontal. Son más eficientes que los separadores verticales cuando se requiere tratar grandes volúmenes de líquidos; son mayormente aplicados para separadores trifásicos. Generalmente se les adapta sumideros o botas para drenar el líquido separado.

- **Ventajas:**

- a. Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales.
- b. Son más fáciles de instalar que los verticales.
- c. Son muy adecuados para manejar fluidos con alto contenido de espuma.
- d. Son más eficientes en la separación de gas, debido a que existe una mayor área de contacto interfacial que en los separadores verticales.

- **Desventajas:**

- a. Ocupan mayor espacio en la planta que los separadores verticales.
- b. El control de nivel de líquido es más crítico que en los separadores verticales. [6]

1.2.2 Sistemas de Intercambio de Calor. En procesos industriales, se usan sistemas de intercambio de calor para adecuar térmicamente corrientes de proceso ya sea para mejorar el rendimiento del proceso o para satisfacer los requisitos de operación de algunos equipos. Para este caso se usa utilidades de la planta, como agua, vapor o combustibles (quemadores o aerenfriadores) o intercambiadores de calor, los cuales utilizan corrientes de proceso [7].

1.2.2.1 Aeroenfriadores. Los aerenfriadores son equipos conformados por un ventilador y un banco de tubos, en los que se busca enfriar un fluido usando el aire ambiental.

Las principales partes de un aerenfriador son:

- Banco de tubos
- Ventilador
- Reductores de velocidad
- Motor
- Soportes y empaques

Existen dos tipos de aeroenfriadores: los de tiro inducido, que tienen el banco de tubos ubicados en la succión del ventilador; y los de tiro forzado, en los cuales el banco de tubos se ubica en la descarga del ventilador.

1.2.2.1.1 Aeroenfriadores de tiro inducido.

- **Ventajas**

- a. Mejor distribución del aire a través del equipo.
- b. Poca recirculación de aire.
- c. Poco efecto del clima en el enfriamiento del fluido.
- d. Amplio efecto del tiro natural en caso de falla del ventilador.

- **Desventajas**

- a. Alto requerimiento energético
- b. La temperatura de salida del aire no debe exceder los 200°F para aumentar la vida útil del ventilador.
- c. El mantenimiento de los ventiladores y sus componentes es más complicado.
- d. No es efectivo para fluidos que se encuentran a una temperatura de 350°F o superior [8].

1.2.2.1.2 Aeroenfriadores de tiro forzado.

- **Ventajas**

- a. Consumo energético bajo
- b. Mayor facilidad de mantenimiento de los ventiladores
- c. Para climas fríos, se puede adaptar más fácilmente recirculadores de aire.

- **Desventajas**

- a. El efecto del clima es más considerable.
- b. Mala distribución del aire a través del equipo
- c. Mayor recirculación de aire caliente.
- d. El efecto del tiro natural es pequeño en caso de falla del ventilador.

1.2.2.2 Intercambiadores de Calor. Un intercambiador de calor es un equipo en el cual se ponen en contacto, de manera indirecta, dos corrientes a distinta temperatura creándose así un flujo de calor desde la corriente más caliente hacia la corriente más fría. Dichos fluidos circulan a través de dos compartimentos totalmente diferenciados, para evitar la mezcla de ellos. Para el caso de los intercambiadores de carcasa, los compartimentos mencionados son el lado carcasa y el lado tubo [9]. Las normas recogidas y aceptadas la TEMA (Tubular Exchangers Manufacturers Association) comprenden con todo detalle tanto materiales, como métodos de construcción, técnicas de diseño y dimensiones de los intercambiadores de calor. Entre los principales tenemos:

1.2.2.2.1 Intercambiador de carcasa. Son aquellos que poseen un banco de tubos, dispuestos en forma rectangular o triangular, los cuales se encuentran dentro de una carcasa metálica. Pueden poseer deflectores del lado carcasa, los cuales incrementan el tiempo de residencia del fluido que circula por dicho compartimento. Se los puede clasificar en función del número de pasos que tiene el fluido tanto del lado carcasa, como del lado tubo:

- **Intercambiador 1-1:** Un paso en el lado carcasa y un paso en el lado tubo.
- **Intercambiador 1-2:** Un paso en el lado carcasa y dos pasos en el lado tubo.
- **Intercambiador 2-4:** Dos pasos en el lado carcasa y cuatro pasos en el lado tubo.
- **Intercambiador 3-6:** Tres pasos en el lado carcasa y seis pasos en el lado tubo.
- **Intercambiador 4-8:** Cuatro pasos en el lado carcasa y ocho pasos en el lado tubo.

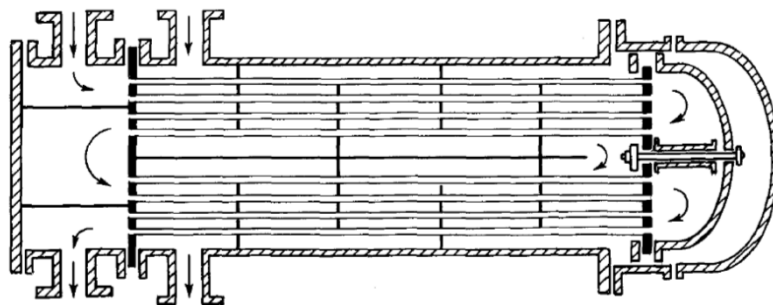


Figura 5. Intercambiador tipo carcasa 2-4

1.2.3 Equipos para el transporte de fluidos. Para transportar un fluido a través de un sistema de tuberías, se necesita un equipo el cual entregue al fluido energía mecánica, la cual incrementa la velocidad o la presión del fluido.

Desde el punto de vista de la mecánica de fluidos, los fenómenos que tienen lugar en estos aparatos pueden clasificarse atendiendo a que el flujo sea compresible o no compresible. En bombas y ventiladores la densidad del fluido no varía apreciablemente y en su tratamiento resulta adecuada la teoría del flujo no compresible. En soplantes y compresores el aumento de densidad es demasiado grande para que pueda justificarse la suposición simplificante de densidad constante, de forma que es preciso utilizar la teoría del flujo compresible.

1.2.3.1 Bombas. Entre las principales que se utilizan en una planta tenemos las siguientes:

1.2.3.1.1 Bomba Centrífuga. Son aquellas que incrementan la presión del fluido por medio de la acción de las fuerzas rotacionales formadas dentro de la bomba por el giro de los rodetes.

El líquido penetra a través de una unión de succión, concéntrica con el eje de una pieza que gira a gran velocidad, llamada impulsor o rodete. El rodete está provisto de álabes radiales solidarios con el mismo. El líquido circula hacia fuera, por el interior de los espacios que existen entre los álabes, y abandona el rodete con una velocidad mucho mayor que a la entrada del mismo.

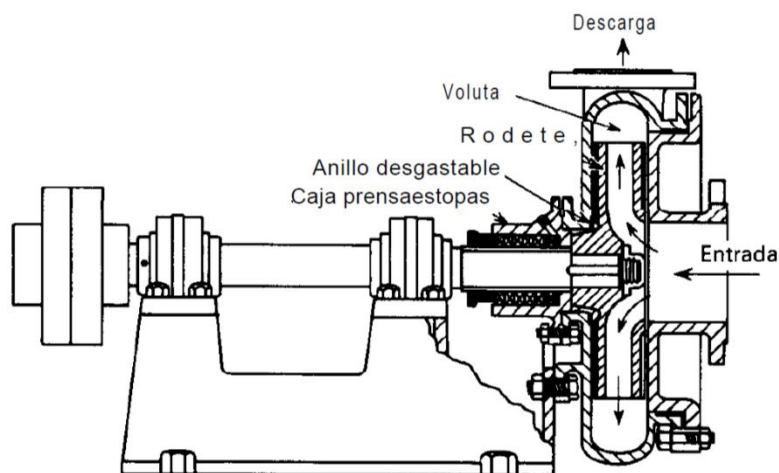


Figura 6. Bomba centrífuga

Este tipo de bombas pueden ser de una sola etapa o por multietapas, las cuales se usan cuando se requieren presiones altas de descarga, debido a que una bomba centrífuga de una sola etapa sólo puede incrementar la presión hasta un límite determinado por el diseño del fabricante.

1.2.3.1.2 Bombas de desplazamiento positivo. Son aquellas que por medio de la acción directa de sus partes móviles sobre el fluido incrementan la presión del mismo. Así, un volumen determinado de líquido queda encerrado en una cámara que, alternativamente, se llena desde la entrada y se vacía a una presión más alta a través de la descarga. Existen dos subclases de bombas de desplazamiento positivo. En las bombas alternativas la cámara es un cilindro estacionario que contiene un émbolo, mientras que en las bombas rotatorias la cámara se mueve desde la entrada hasta la descarga y regresa nuevamente a la entrada.

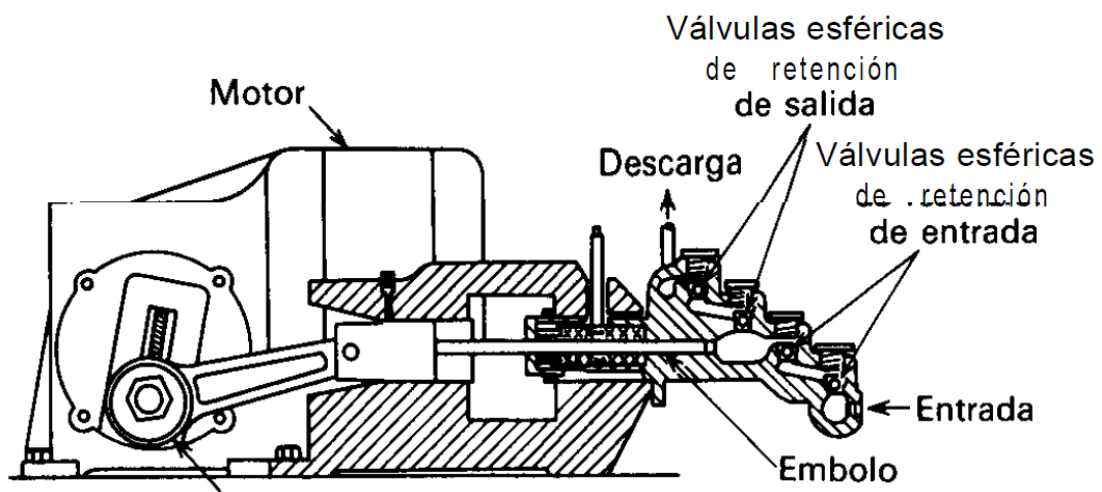


Figura 7. Bomba de desplazamiento positivo de pistón.

1.3 Proceso de producción de petróleo.

La Facilidad Central de Proceso es un complejo industrial donde se realiza un tratamiento previo al petróleo crudo extraído de los pozos petroleros, ubicados en los complejos de perforación y de extracción de petróleo del campo Villano, con el fin de ponerlo bajo las especificaciones establecidas por el estado ecuatoriano para la entrega en el oleoducto transecuatoriano (SOTE).

1.3.1 Proceso De Tratamiento Del Crudo.

1.3.1.1 Descripción general del proceso. Para cumplir el objetivo establecido, se ha diseñado un proceso que comprende, en su mayoría, de separaciones de carácter físico para separar la fase hidrocarburo de la fase agua y de la fase gaseosa.

El proceso aplicado comprende los siguientes pasos:

- a. Llegada del fluido desde los pozos de Villano A
- b. Calentamiento previo del fluido en intercambiadores de calor
- c. Separación parcial de las fases en los Separadores de Agua Libre (FWKO)
- d. Separación final de las fases en los Tratadores Calentadores (HeaterTreaters)
- e. Acumulación del crudo y extracción final del gas
- f. Enfriamiento del crudo en intercambiadores de calor
- g. Envío a la estación de bombeo.

Los productos obtenidos son utilizados en lo siguiente:

- **Crudo bajo especificación:** es el producto final del proceso y es aquel que se entrega al SOTE en la estación de Baeza, parte de esta corriente se usa como combustible de uso interno, sobre todo para generación eléctrica para abastecer de energía todos los complejos de la instalación.
- **Agua de producción:** se la utiliza como fluido caliente en los intercambiadores de calor crudo/agua, luego de eso es reinyectada a los pozos de agua de la planta.
- **Gas asociado:** el gas separado, se lo utiliza como combustible para el calentamiento en los Tratadores Calentadores. También se lo usa para hacer gas blanketing de los tanques de almacenamiento de la planta y de gas para la flama piloto de la tea. Lo que no se puede utilizar, es incinerado en la tea.

1.3.1.1 Calentamiento del crudo. El fluido que llega desde Villano A, llega a la zona del recibidor del pig o raspador de tubería. Posteriormente, hay la dosificación de productos químicos, en donde, por medio de bombas dosificadoras, se suministra la cantidad de sustancias necesarias (antiespumante, antiescala, demulsificante, biocida) para evitar problemas que puedan darse en el proceso tales como corrosión o

incrustación, emulsiones, espuma, proliferación de bacterias en líneas, tanques y equipos de proceso.

La corriente ya tratada con químicos continúa hacia el mezclador estático, donde se mezcla la corriente de fluido con la corriente de condensados obtenidos en las unidades de separación del gas.

El mezclador estático (StaticMixer) es una sección de tubería, la cual posee deflectores, con el fin de provocar turbulencia en el fluido y así provocar las reacciones deseadas al agregar las sustancias químicas inyectadas anteriormente y reducir la viscosidad del crudo por el efecto de la mezcla con los condensados. Finalmente la mezcla resultante pasa a calentarse en intercambiadores de calor.

El calentamiento del fluido se lo hace en tres secciones:

- Calentamiento en los dos intercambiadores de calor crudo/agua, en los cuales el fluido caliente es el agua separada en los tratadores calentadores.
- Calentamiento en los intercambiadores de placas.
- Calentamiento en los (4) intercambiadores de calor crudo/crudo, en los cuales el fluido caliente es el crudo ya bajo especificación (SPEC), proveniente de la bota degasificadora.

El intercambiador de calor utilizado en este caso es de tipo carcasa tipo 2-2 y posee las siguientes dimensiones:

Tabla 2. Dimensiones de los intercambiadores de calor crudo/agua de CPF

Sección	Dimensión	Valor
Lado Carcasa	Diámetro	47"
	Longitud	24 pies
	Fluido	Agua Caliente
Lado Tubo	Diámetro	0,75"
	Espesor	0,49"
	Longitud	24 pies
	Fluido	Fluido frío
Aislamiento externo	Espesor	1,5"

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

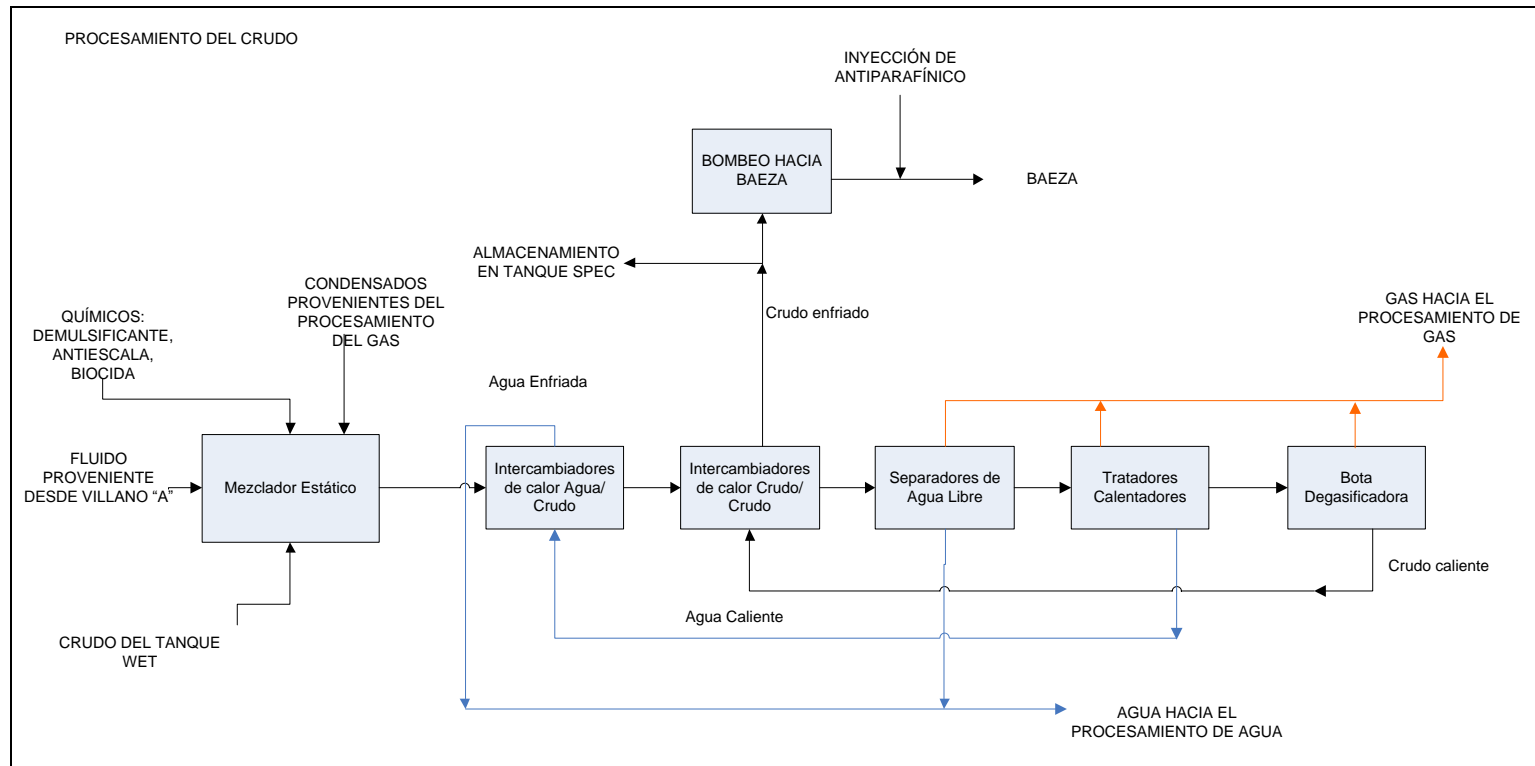


Figura 8. Diagrama de bloques del proceso de tratamiento del crudo

El fluido mezclado, proveniente del mezclador estático (staticmixer) llega a los intercambiadores de calor crudo/agua, en la cual el fluido frío (crudo) ingresa por el lado tubo; en cambio, el fluido caliente (agua) ingresa por lado carcasa.

El agua calentadora, proveniente de la línea de agua separada de los heatertreaters llega a un sistema de válvulas manifold, con el fin de direccionarla adecuadamente hacia los intercambiadores de calor.

Actualmente, el agua proveniente de los heatertreaters C y D se dirigen al intercambiador A; mientras que el agua proveniente de los treaters A, B y E se transporta hacia el intercambiador B.

El crudo calentado en los intercambiadores crudo/agua pasa a los intercambiadores crudo/crudo de placas, donde el líquido es calentado por el crudo tratado en intercambiadores de placa que poseen las siguientes características:

Tabla 3. Dimensiones de los intercambiadores de placas de CPF

Tipo	Placas
Diseño (lado caliente)	174 psig a 87 °F
Diseño (lado frío)	260 psig a 270 °F
Material	Acero al carbón

*Fuente: P&ID's de la planta, Facilidad Central de Procesos

De ahí, el fluido calentado se dirige hacia los intercambiadores de calor crudo/crudo. El intercambiador de calor utilizado en este caso es de tipo carcasa tipo 2-2 y posee las siguientes dimensiones:

Tabla 4. Dimensiones de los intercambiadores de calor crudo/crudo de CPF

Sección	Dimensión	Valor
Lado Carcasa	Diámetro	47"
	Longitud	24 pies
	Fluido	Crudo para bombeo
Lado Tubo	Diámetro	0,75"
	Espesor	0,49"
	Longitud	24 pies
	Fluido	Fluido frío
Aislamiento externo	Espesor	1,5"

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

El fluido calentado en los intercambiadores de placas, ingresa a los intercambiadores de calor crudo/crudo por el lado tubo, en cambio, el crudo tratado, ingresa por el lado carcasa.

1.3.1.2 Unidades de separación.

1.3.1.2.1 Separadores de Agua Libre (FWKO).El fluido ya calentado en los intercambiadores de calor, llega a las unidades separadoras llamadas Separadores de Agua Libre (FWKOs), en las cuales, el agua y el gas de producción son separados parcialmente de la mezcla por medio del choque a presión del flujo con una placa deflectora interna; la turbulencia provocada altera la estabilidad de la mezcla, desprendiendo el gas de ella por la parte superior; luego, en la parte de reposo del recipiente se decanta la mezcla y el crudo sale por la parte intermedia del mismo mientras que el agua evacúa del recipiente por la parte inferior.

La corriente de crudo sale por la línea de descarga hacia los Tratadores Calentadores de la planta. Cada sección de descarga del FWKO envía hacia cada tratador. Sólo en el caso del FWKO A, todas las líneas de descarga se conectan a un cabezal común, para luego ser redistribuidas hacia los tratadores.

En CPF, existen dos FWKOs, los cuales poseen las siguientes características:

Tabla 5. Dimensiones de los Separadores de Agua Libre

	FWKO A	FWKO B
Tamaño	10' * 40'	10' * 40'
Diseño	250 psig; 250 °F	250 psig; 250 °F
Tipo	CPI- platepack	CPI plate pack
Material	Acero al carbón	Acero al carbón
Aislante	1 ½" de espesor	1 ½" de espesor
Capacidad	55000 BFPD	75000 BFPD

*Fuente: P&IDs de la planta, Facilidad Central de Procesos

1.3.1.2.2 Tratadores Calentadores (HeaterTreaters). La unidad Tratador Calentador es aquella que completa la separación de los componentes de la mezcla en un proceso de dos pasos: calentamiento de la mezcla y atracción electrostática. En CPF existen cinco tratadores calentadores: A, B, C, D y E. Cada unidad posee las siguientes dimensiones:

Tabla 6. Dimensiones de los Tratadores Calentadores

Tamaño	10' * 50'
Diseño	100 psig; 250 °F
Material	Acero al carbón
Aislamiento	1 ½" de espesor
Tubo de fuego (2)	30" (diámetro); 27' (largo)

*Fuente: P&ID's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

El fluido proveniente de los separadores de agua libre, entra a la zona calentadora, en donde es calentado por el tubo de fuego, debido a la combustión del combustible dentro de dicho tubo; así se rompe la estabilidad de la mezcla y se separan las tres fases; el crudo y el agua se dirigen a la cámara deshidratadora, en cambio el gas se dirige al domo superior del recipiente y sale a la línea de gas de esta unidad.

La mezcla crudo-agua pasa a llenar la cámara deshidratadora, la cual está sometida a un campo electrostático, generado por un transformador (22KVA), el campo electrostático aglomera las gotas de agua libre en el crudo, las cuales decantan hacia el fondo del recipiente por acción de la diferencia de su densidad con la del crudo.

El crudo que sale de esta unidad, se dirige a la Bota Degasificadora para remover la cantidad remanente de gas en el mismo.

1.3.1.2.3 Estabilización del crudo. El crudo ya deshidratado, proveniente de todos los tratadores calentadores, llega por medio de una línea común, a la Bota Degasificadora (Degassing Vessel), el cual es un separador vertical, aquí el crudo que desciende desde la parte superior pierde el gas de la mezcla por la baja presión del sistema.

El crudo, ya sin gas, sale por el fondo del recipiente y es bombeado por las bombas Oil Booster Primera Etapa hacia los intercambiadores de calor crudo/crudo y al intercambiador de calor placas como fluido caliente.

El gas sale por la parte superior del equipo y se dirige a los aerofriadores del Compressor Suction Drum.

A continuación se presenta las dimensiones de los equipos:

Tabla 7. Dimensiones de la Bota Degasificadora y bombas de primera etapa

Bomba Degasificadora	
Tamaño	7' diámetro x 16' de altura
Diseño	50 psig a 300 °F
Tipo	Vertical w/4 trays
Material	Acero al carbón
Aislamiento	1H
Bombas booster primera etapa	
Capacidad	762 GPM
Carga	148 pies

Continuación Tabla 7.

Tipo	eje centrado
Material	acero al carbón
Motor	56.3 HP (42KW); 460V; 60Hz; trifásico

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

1.3.1.3 Bombeo hacia Baeza. Luego de que el crudo es enfriado en los intercambiadores de calor crudo/crudo y en los de placas, éste pasa a la unidad LACT, la cual es un contador de flujo de crudo tratado que tiene fines de control y fiscalización de la producción por parte de una autoridad encargada.

El crudo, parte proveniente de los intercambiadores y otra proveniente del tanque que almacene crudo SPEC, llega a las bombas shipping A y B, las cuales están distribuidas en paralelo.

Luego de la descarga de las bombas, parte del flujo se dirige hacia la zona del lanzador del pig, donde se encuentra el inicio del oleoducto secundario hacia Baeza; y otra, pasa por un aeroenfriador, para luego dirigirse hacia el tanque de crudo que se haya asignado como Spec, esto se hace sólo si es que no se puede enviar el crudo tratado hacia Baeza. Las bombas de esta sección poseen las siguientes características:

Tabla 8. Dimensiones de las Bombas Shipping

Capacidad	1170 GPM
Carga	3013 pie
Tipo	Centrífuga horizontal
Material	Acero al carbón W
Motor	1250 HP

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

1.3.1.4 Sistema de Almacenamiento de Crudo. Cuando se tiene dificultades en el proceso de tratamiento del crudo, ya sea por falta de capacidad de bombeo, acumulación de crudo fuera de especificación o si un flujo fue desviado del proceso por exceso de presión en el mismo (relevo de las PSV de crudo); se almacena temporalmente estos flujos de crudo en sus respectivos tanques. Existen en CPF tres tanques que se han diseñado con este propósito, A, B y C, los cuales poseen las siguientes características:

Tabla 9. Dimensiones de los tanques de crudo de CPF

Norma diseño:	API 650
Capacidad:	20000 BBLS
Tamaño:	60' diámetro X 48' altura
Diseño:	3.5 in H ₂ O a 200 °F
Material:	Acero al carbón

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

Cada tanque posee un sistema de Gas Blancketing, el cual consiste en llenar un espacio confinado vacío de un fluido gaseoso, con el fin de evitar que se genere un vacío durante el drenado y despacho del tanque y éste colapse. El gas utilizado para este sistema proviene de dos fuentes diferentes.

- a. Gas proveniente desde el Fuel Gas KnockOutDrum
- b. El gas desprendido por el crudo cuando éste cae por la bota del tanque.

La salida de este gas de los tanques de almacenamiento es por el tope del recipiente a través del flamearrestor, para luego unirse a un cabezal común y ser enviado hacia el VentStack de gases.

Para evitar fugas de gas de cada tanque, existe un sello hidráulico, el cual por medio de un par de tubos provenientes del tope del tanque, se sumergen en un cubeto con agua a una profundidad aproximada de un pie; así, la presión hidrostática del agua, que es mayor que la que transmite el gas del interior, evita que el gas salga hacia el exterior.

1.3.1.4.1 Bombas oilbooster (sección tanques). Son aquellas que impulsan el fluido contenido en los tanques, ya sea hacia las bombas shipping (en caso del crudo SPEC), o hacia la entrada de los heatertreaters para ser reprocesado (en caso del crudo WET o del almacenado en el tanque de relevo). Estas bombas poseen una distribución en paralelo y tienen las siguientes características:

Tabla 10. Dimensiones de las Bombas OilBooster (Tanques)

Capacidad	300 GPM
Carga	280 pie
Tipo	Desplazamiento positivo horizontal
Motor	50 HP

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

Manipulando las válvulas del manifold ubicado junto a cada bomba, se puede escoger el tanque de succión y la línea de descarga de la bomba.

1.3.2 Procesamiento del Gas. El gas obtenido en diferentes secciones del proceso no es apto para ser descargado hacia el ambiente, por ser un contaminante fuerte, por lo que en CPF se lo reprocesa y de él se obtienen usos útiles tales como la recuperación de condensados, los cuales permiten que se reduzca la viscosidad de la carga que ingresa de crudo al proceso por la mezcla de estos en el mixer; también sirve de gas de uso en gas blanketing y de combustible para los quemadores de los tratadores calentadores y la flama piloto de la tea. El resto se lo combustiona en la tea de la planta. Este proceso se compone de los siguientes pasos:

- Compresión del gas proveniente de la bota degasificadora
- Enfriamiento y separación de los gases de los separadores en el Fuel Gas KODrum.
- Eliminación del exceso en el Vent Stack y la tea.

1.3.2.1 Compresión del gas. El gas proveniente de la bota degasificadora llega hacia un aerofriador, en el cual se enfría el gas, para luego ser enviado hacia el Compressor Suction Drum, el cual es un recipiente vertical en el que los componentes condensables del gas son retenidos y separados al estado líquido para salir por la parte inferior de dicho recipiente.

El gas resultante, se dirige hacia un grupo de compresores, el cual le dan presión para dirigirlo hacia un acumulador de gases; en este sitio se retiene tanto la humedad del gas como otra parte de los condensados del mismo, los cuales, junto con los obtenidos anteriormente, se mezclan en el fluido de entrada en el mezclador estático.

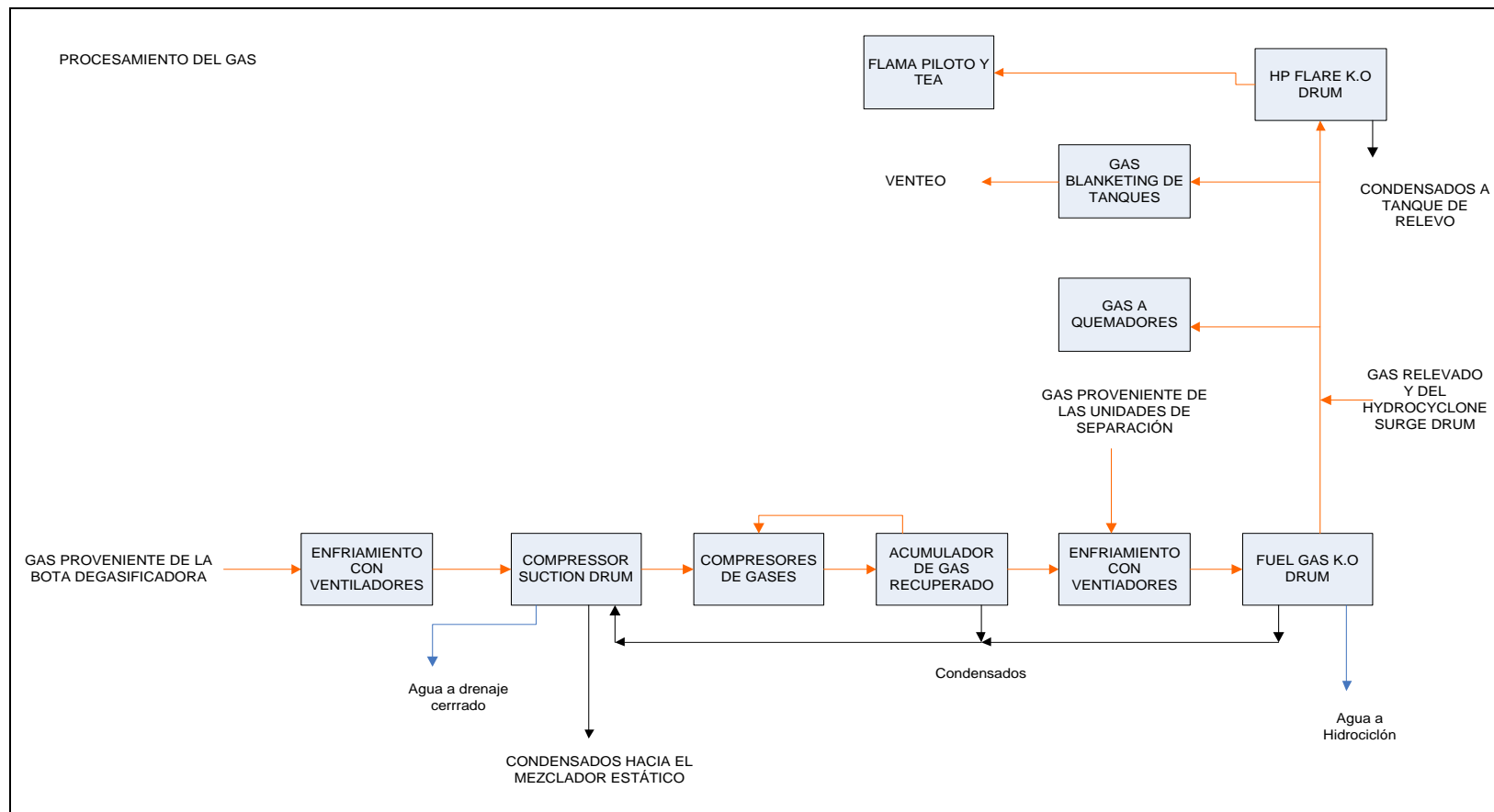


Figura 9. Procesamiento del Gas

Los datos de los equipos de esta sección se presentan a continuación:

Tabla 11. Dimensiones del sistema de compresión de gas

Enfriador de Gas Recuperado	
Diseño:	56 psig a 300 °F
Material:	SA789
Motor:	14.75 HP (11KW); 460 V; 60 Hz; trifásico
CompressorSuctionDrum	
Tamaño	4' diámetro X 11.5' alto
Material	Acero al carbón
Aislamiento	No
Bombas para Condensados	
Capacidad	40 GPM
Carga	647 pie
Material	Acero al carbón 12% Cr
Motor	57.6 HP (43 KW), 460 V; 60 Hz; trifásico

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

1.3.2.2 Fuel Gas Knock Out Drum. Luego que del gas son separados los condensados por medio del cambio de presión en el compresor suctiondrum y en el acumulador, se lo mezcla con el gas proveniente de los separadores de agua libre y de los tratadores calentadores, para luego enfriarse en un aeroenfriador y dirigirse al Fuel Gas KnockOutDrum, donde se recupera los remanentes de condensados, los cuales son recirculados hacia el compressorsuctiondrum; y humedad presente en el gas, la cual se condensa y se la envía hacia el drenaje cerrado y hacia el Hydrocyclone Surge Drum.

El gas seco resultante posee los siguientes usos:

- Fluido gaseoso para gas blanketing.
- Gas combustible para la llama piloto de la tea.
- Combustible para los quemadores de los heater treaters.

El exceso de gas es combustionado en la tea. El Fuel Gas KnockOutDrum es un recipiente vertical y posee las siguientes características:

Tabla 12. Dimensiones del Fuel Gas K.O. Drum y su aeroenfriador

Fuel gas K.O. Drum	
Tamaño:	5' diámetro x 15' altura
Material:	Acero inoxidable
Diseño:	100 psig a 350 °F
Tipo:	Vertical
Aeroenfriador	
Material:	Tubos duplex, acero
Diseño:	100 psig a 350°F
Motor:	15 HP

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

1.3.2.3 Venteo y tea. El venteoselo realiza por un tubo alargado, ubicado en posición vertical, el cual tiene como propósito evacuar los gases usados para gas blanketing de los tanques.

En cambio, la tea es un dispositivo en el cual se incinera todo el exceso de gas del proceso, por motivos de protección ambiental y de creación de un ambiente de baja explosividad en la planta, mediante el uso de una flama piloto.

Para lograr la flama piloto, se ajusta una línea de gas de usuario, la cual termina en el tope de la tea; en donde se empata una línea de aire de instrumentos y un sistema eléctrico de bujías. La flama provocada en este sector hará que la corriente de gas que sale de la tea se combustione.

Previamente de que el gas ingrese a la tea, este debe pasar por el HP flare KO drum, el cual separa del gas los remanentes de humedad y condensados que no se pudieron separar del proceso anterior.

En la tea propiamente dicha, se ha equipado un soplador (blower), el cual ingresa una corriente de aire a la parte superior de la tea para completar la combustión.

Los equipos usados en esta sección de la planta son los siguientes:

1.3.3 Procesamiento del Agua de Producción. Toda el agua separada del crudo en el proceso no es apta para descargarse hacia el medio ambiente, debido a que posee alta salinidad y existe crudo emulsionado; por lo que dicho líquido recibe un tratamiento previo a su inyección en los pozos inyectoros, el cual consta de los siguientes pasos:

- a. Enfriamiento del agua (proveniente de los heatertreaters) en los intercambiadores de calor crudo/agua.
- b. Hidrociclón (no opera en su totalidad actualmente)
- c. Desnatado.
- d. Inyección al pozo de agua establecido como inyector.

Cabe señalar que el agua recogida en los drenajes abiertos (API Water) y los drenajes cerrados (API oil) también se trata en estos procesos.

1.3.3.1 Hidrociclón. El agua del proceso de los tratadores calentadores (enfriada) pasa por el separador del hidrociclón, en la que se separa los remanentes de gas atrapado en el agua y se lo envía hacia la tea.

En principio el agua llega la Hydrocyclone Surge Drum, donde se separa el gas retenido en el agua, así se recupera parte del gas arrastrado por el agua y se incrementa el NPSH para las bombas WIP, ya que el agua se vuelve más densa, menos viscosa y reduce su presión de vapor; luego, el agua es bombeada hacia los hidrociclones y finalmente parte del flujo se dirige hacia los tanques de desnatado, mientras que otra es un reflujo hacia el hydrocyclone surge drum.

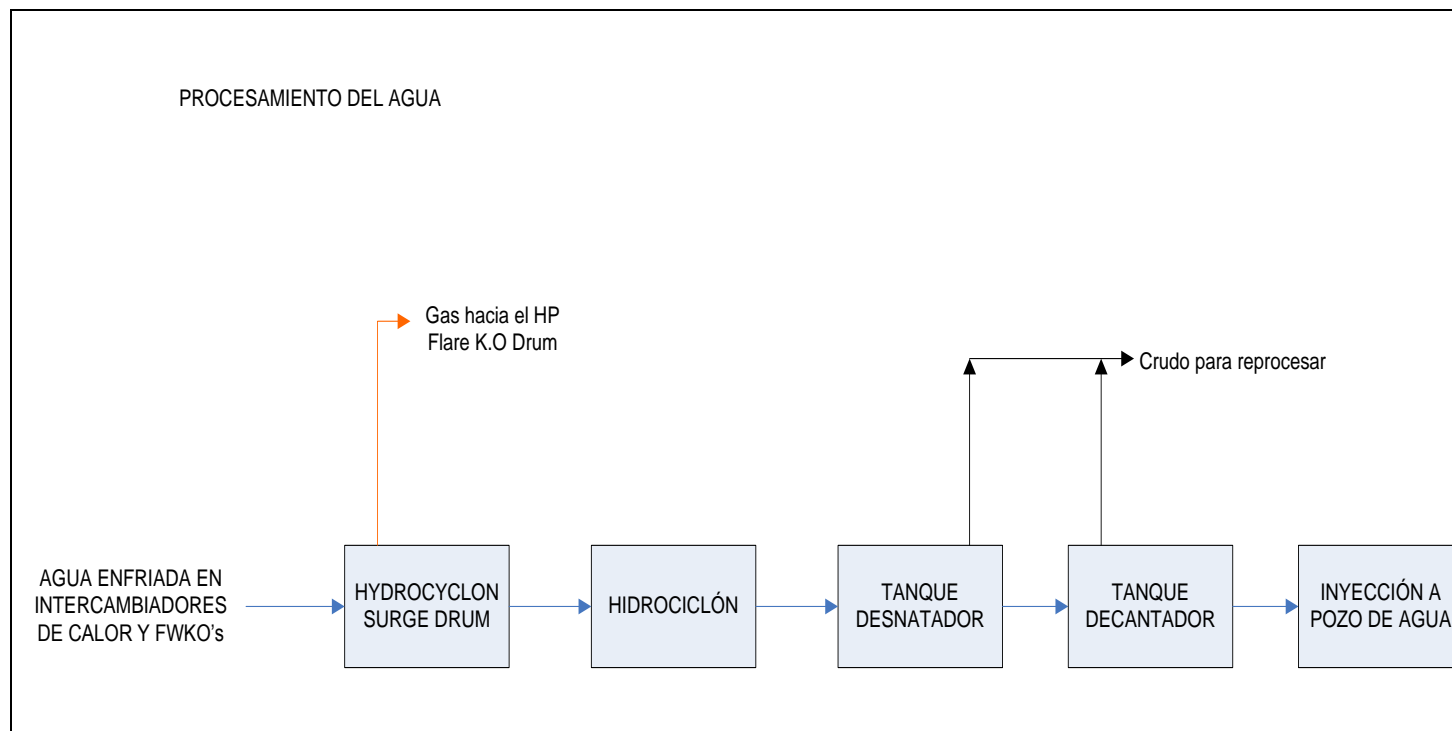


Figura 10. Procesamiento del agua en CPF

Tabla 13. Dimensiones del Hydrocyclone Surge Drum y las bombas de hidrociclón

Hydrocyclone Surge Drum	
Tamaño	72" diámetro X 16' altura
Diseño	100 psig a 300 °F
Tipo	Vertical
Material	Acero al carbón
Aislamiento	Protección personal
Bombas de Hidrociclón	
Capacidad	335 GPM
Carga	690 pie
Tipo	Desplazamiento positivo
Material	Acero al carbón; aleación STL en el rotor.
Motor	75 HP

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

1.3.3.2 Desnatado del agua e inyección. Aunque se haya separado el agua del crudo en los procesos anteriores, existe aún emulsión de crudo en el agua, que al romperse, aún entrega un cantidad de crudo apreciable comercialmente, para lo que se procede con el desnatado del agua, el cual consiste en pasar el flujo de agua por el tanque desnatador (B), el cual posee dos techos inclinados en su interior que retienen el crudo mientras el flujo de agua sale por la parte inferior del tanque. El crudo retenido es transportado desde líneas ubicadas a diferentes alturas de los tanques. Existe un tubo en forma de U invertida en la salida del tanque, con el fin de asegurar alto nivel en el tanque desnatador. Luego el flujo de agua ingresa al tanque decantador (A), en el cual, existe un reposo parcial del fluido, para así decantar la emulsión de agua y retirar la capa de crudo periódicamente.

Luego, el flujo de agua ingresa a las bombas booster de agua para darle carga hacia las bombas WIP (wáter injection pump), para inyectarse en el pozo de agua.

Los equipos usados en esta sección son los siguientes:

Tabla 14. Dimensiones de los tanques de agua de producción

Capacidad	5000 BBL
Diseño	3.5 in H ₂ O a 200 °F
Tamaño	36', 8" diámetro X 24' altura
Tipo	API 650

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

Tabla 15. Dimensiones de las bombas de inyección de agua

Bomba	WaterBooster	WIP C	WIP D	WIP E
Capacidad	730 GPM	1170 GPM	1170 GPM	20000 BPD
Carga	465 pie a 120 °F	3013 pie a 140 °F	2999 pie a 140 °F	4382 pie a 140 °F
Tipo	Centrifuga Horizontal	Centrífuga Horizontal Multietapas	Centrífuga Horizontal Multietapas	Centrífuga Horizontal Multietapas
Material	Duplex	Acero	Acero	Acero
Motor	120 HP	1250 HP	1250 HP	920 HP

*Fuente: P&D's de la Planta, Facilidad Central de Procesos

2. MARCO EXPERIMENTAL

2.1 Datos experimentales.

2.1.1 Caracterización de las corrientes principales de proceso.

Tabla 16. Composición y condiciones del Fluido proveniente de Villano A

Variable	Unidad	Valor
BSW	% V	82
GOR	(ft ³ gas/BBL crudo)	22
Temperatura	°C	84,34
Presión	kPa	879,95
Flujo	m ³ /h	607,812

Tabla 17. Caracterización del petróleo crudo obtenido en CPF

Ensayo	Unidad	Método	Resultado
Densidad API (60°F)	°API	ASTM D287	19,8
Viscosidad cinemática a 100°F	cSt	PNE/DPEC/ ASTM D445	266,78
Viscosidad cinemática a 122°F	cSt	PNE/DPEC/ ASTM D445	116,77
Factor de caracterización KUOP	-	UOP 375	11,1
BSW	%V	ASTM D4006 + ASTM D473	0,366

Fuente: Departamento de Químicos y Corrosión, AGIP OIL ECUADOR

Tabla 18. Destilación simulada ASTM D7169 del crudo obtenido en CPF

% V	Temperatura Ebullición (°C)
Punto Inicial	59,43
1,00	113,52
2,00	123,80
3,50	137,65
5,00	150,39
7,50	163,16
10,00	183,03
15,00	225,26
20,00	253,55
25,00	281,28
30,00	306,34
35,00	332,90
40,00	360,44
45,00	388,49
50,00	415,15
55,00	435,55
60,00	462,29
65,00	492,49
70,00	524,72
75,00	560,04
80,00	595,66
85,00	629,23
90,00	652,52
95,00	676,74
Punto Final	715,15

Fuente: Laboratorio de Investigación Cromatográfica, Facultad de Ingeniería Química, UCE.

Tabla 19. Composición del gas asociado separado en CPF

Componente	% Peso	% Moles
Nitrógeno	11,11	11,52
Metano	28,66	52,02
CO ₂	6,79	4,48
Etano	9,94	9,62
Agua	0,00	0,00
Propano	15,34	10,12
i- butano	5,25	2,63
n- butano	8,01	4,01
i-pentano	6,15	2,48
n- pentano	3,21	1,29
i- hexano	3,09	1,04
n- hexano	1,50	0,51
i- heptano	0,95	0,28

Fuente: Archivo del departamento de Químicos y Corrosión, AGIP OIL ECUADOR

2.1.2 Datos de Operación de los Equipos de CPF (Promedio).

Tabla 20. Datos de Operación de los Intercambiadores de Calor

Int	Tubo				Carcasa			
	P (entrada), psig	P (salida), psig	T (entra), °F	T (sale), °F	P (entrada), psig	P (salida), psig	T (entra), °F	T (sale), °F
W/O A	150,42	147,07	129,71	130,96	22,25	19,78	225,64	166,25
W/O B	155,96	146,75	127,25	132,25	21,89	18,19	233,10	134,89
O/O A	135,78	96,53	130,03	139,64	30,17	24,07	218,00	146,17
O/O B	135,75	91,21	129,54	136,57	32,79	14,96	215,71	142,07
O/O C	138,00	93,46	128,14	137,11	32,79	22,93	218,86	153,89
O/O D	132,61	104,00	115,75	133,25	31,36	24,46	220,25	136,82

Tabla 21. Datos de Operación de los Separadores de Agua Libre

FWKO	A		B	
	P (psig)	T(F)	P (psig)	T(F)
	85,7916667	140,0375	77,5357143	138,507143

Tabla 22. Datos de Operación de los Tratadores Calentadores (HeaterTreaters)

	HeaterTreaters				
#	P, psig	T (entra), °F	T(sale), °F	Potencial, V	Corriente, A
A	48,54	130,46	213,93	461,18	43,93
B	48,36	130,75	215,54	472,82	43,43
C	48,11	131,89	215,00	473,21	41,14
D	47,64	136,57	220,43	455,29	40,57
E	47,32	136,96	221,32	412,68	44,82

Tabla 23. Datos de Operación del Sistema de Bombeo de CPF

Bombas			
		P (succión), psig	P (descarga), psig
OilBooster	B	2,98	130,44
	D	2,98	131,36
Shipping		109,82	1486,78
Hidrociclón		16,23	58,27
WaterBooster	A	4,67	281,30
	B	4,67	276,14
	C	4,67	274,29
	D	4,67	269,84
WIP	C	264,39	1643,14
	D	260,86	1627,57
	E	275,54	1928,00

Tabla 24. Datos de Operación del Sistema de Gas de CPF

Bota Degasificadora			CompressorSuctionDrum			Compresor		Fuel Gas KO Drum	
P, psig	T, °F	P(Bomba), psig	Separador	Aeroenfriador		P (sale), psig	T (sale), °F	Separador	Aeroenfriador
			P, psig	T (entra), °F	T (sale), °F			P, psig	T (sale), °F
19,78	217,90	79,16	19,65	198,92	89,25	46,65	94,74	46,70	69,10

3. DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN

3.1 Consideraciones generales.

Para la realización de la simulación del proceso estudiado, se han tomado las siguientes consideraciones:

- El simulación fue realizada en HYSYS 7.2 ya que el crudo de este campo tiene una densidad de 19,8 °API, lo cual se encuentra dentro del rango de trabajo del simulador.
- La simulación del proceso de CPF se realizó en estado estacionario, en base a los diagramas de flujo del proceso ya mencionado previamente.
- Para simular con mayor precisión el fluido proveniente de los pozos de producción, se lo ha recreado mediante la mezcla de una corriente de crudo generada por el simulador con una corriente de gas y de agua de producción, de acuerdo a los datos de producción de la planta.
- Para los equipos diseñados para el aumento de presión de corrientes de fluido (bombas y compresores), sin discriminar su tipo, se determinará el requerimiento energético para su operación.
- Para simular los aerofriadores del sistema de gas, se utilizará el enfriador que se encuentra en el simulador, ya que esta operación no se encuentra en el programa de forma directa.
- Para simular los Tratadores Calentadores (HeaterTreaters) de la planta, se utilizará un separador trifásico con calentamiento directo, debido a que en el simulador no existe un equipo con la configuración exacta del mismo, para así cuantificar la cantidad de energía necesaria para cumplir con las condiciones de operación.

- Para caracterizar la corriente de crudo, se utilizará la curva de destilación simulada ASTM D7169, la cual es equivalente a la curva TBP en mayor parte de su intervalo.
- Una vez realizada la simulación, se analizará el rendimiento del proceso a través de la variación de las variables de operación de los equipos de separación principales en el proceso de deshidratación de crudo.

3.2 Caracterización del crudo de proceso

Para la caracterización del flujo de crudo de proceso, se procede a iniciar un nuevo caso, luego se selecciona los componentes a utilizar y el paquete de fluido más apropiado.

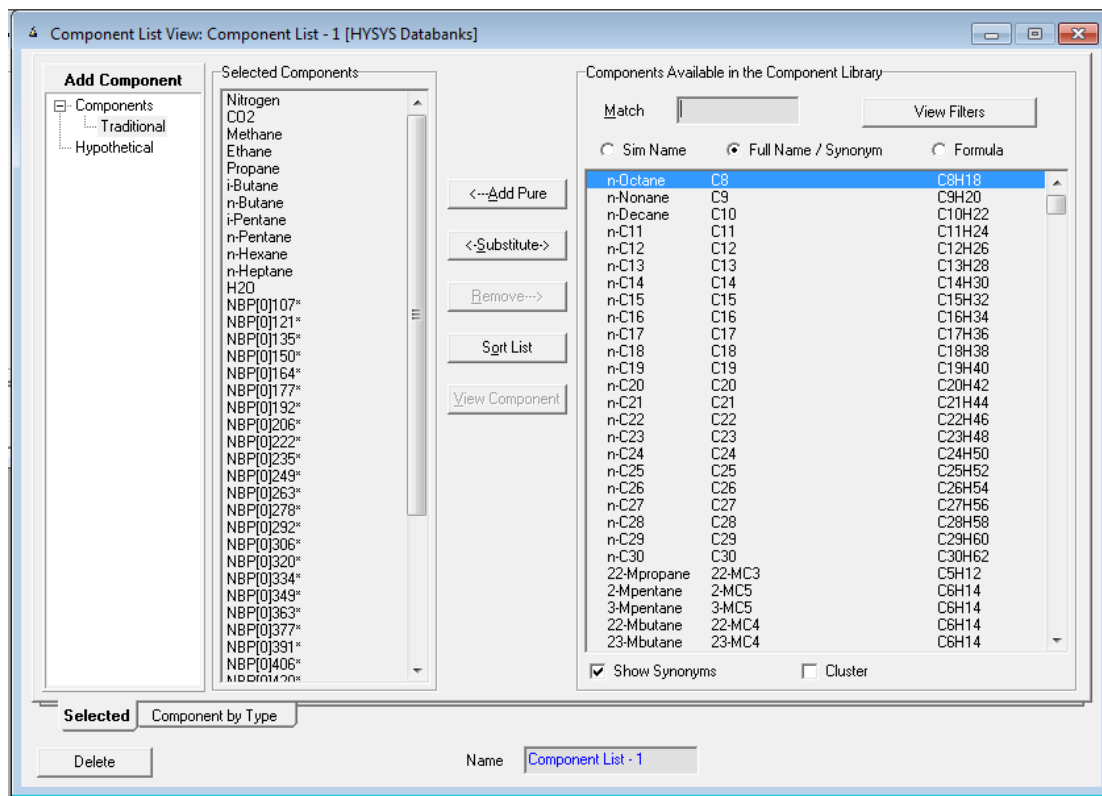


Figura 11. Lista de componentes seleccionados para la simulación

Para la generación de los componentes hipotéticos que conforman el crudo, se utiliza la herramienta “Oil Manager” que se encuentra en el entorno básico de la simulación. Aquí se ingresa las propiedades del crudo estudiado tales como la curva de

destilación del crudo, el factor de caracterización K_{UOP} , su densidad API y datos de viscosidad.

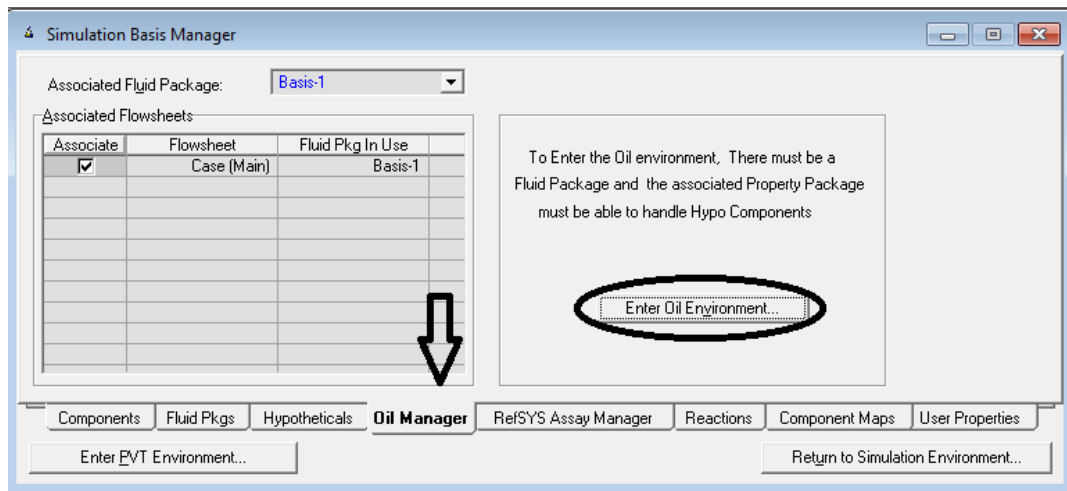


Figura 12. Entorno Básico de Simulación de Aspen HYSYS 7.2

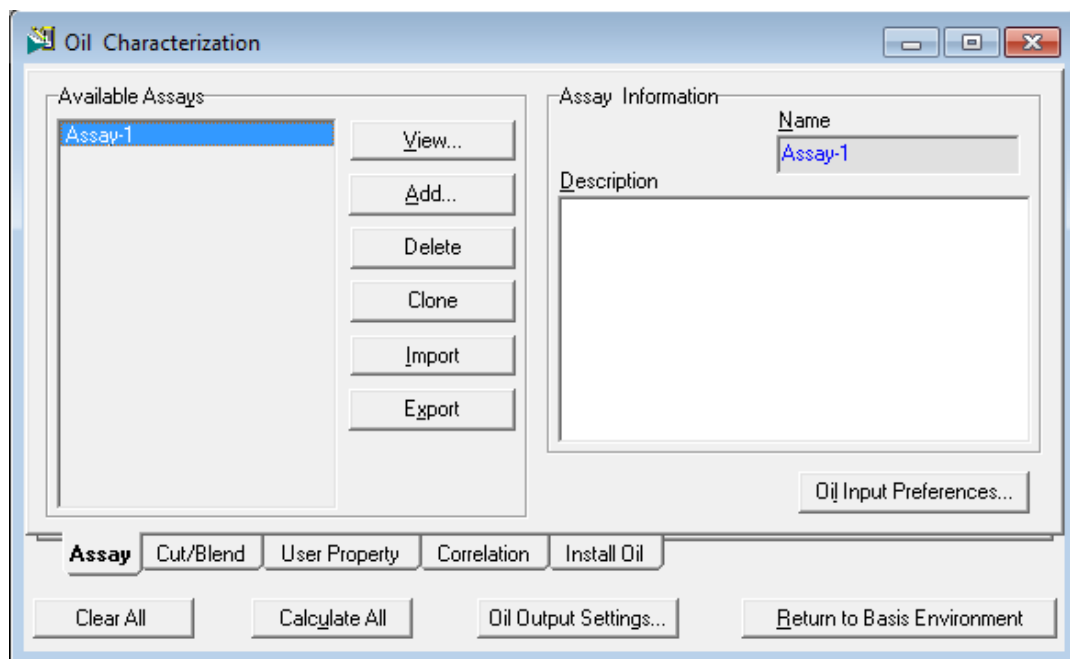


Figura13. “Oil Manager” de Aspen HYSYS 7.2

El simulador calcula las propiedades del crudo en base a la los datos que se ingresan, por eso es recomendable ingresar la mayor cantidad de datos disponible para tener una mejor aproximación a la realidad.

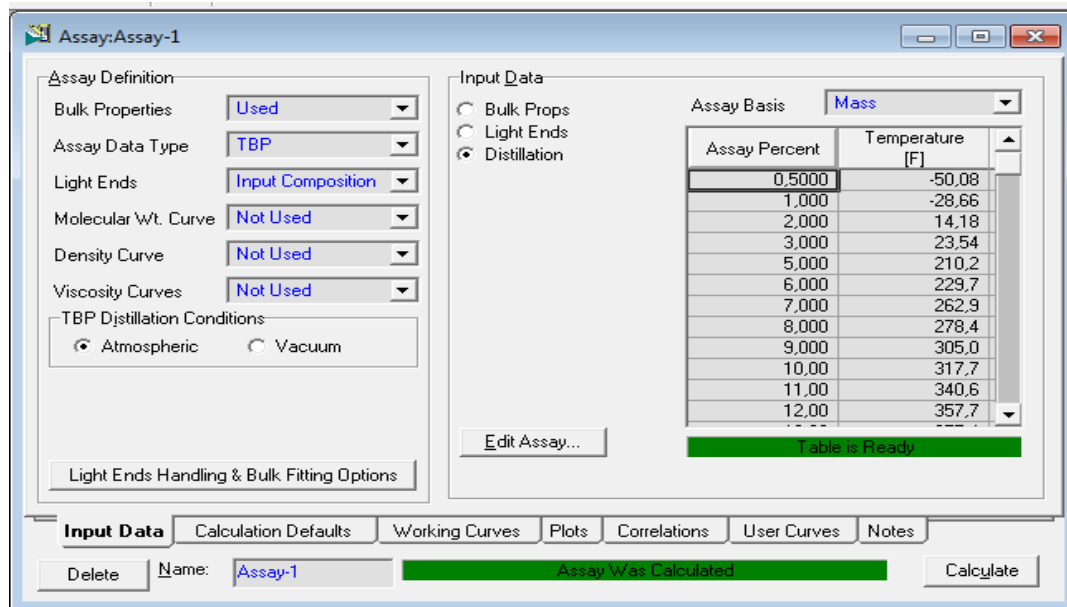


Figura 14. Ingreso de datos para caracterizar un crudo en Aspen HYSYS 7.2

Así, los resultados obtenidos son los siguientes:

Table Type

Component Properties

Table Control

- ☒ Main Properties
- ☐ Other Properties

Obj: **Blend-1**

Component Physical Properties

Comp Name	NBP [F]	Mole Wt.	Density [lb/ft ³]	Viscosity1 [cP]	Viscosity2 [cP]
NBP_225	224.5	44.06	47.86	0.57305	0.51097
NBP_250	250.1	45.95	48.35	0.63227	0.55570
NBP_276	275.6	54.40	48.95	0.71873	0.61943
NBP_302	301.6	62.47	49.55	0.82008	0.69238
NBP_328	328.0	97.73	50.22	0.95485	0.78718
NBP_351	351.3	118.1	50.64	1.0548	0.85628
NBP_378	378.1	128.3	51.18	1.2360	0.96508
NBP_403	402.8	137.2	51.68	1.4501	1.0777
NBP_432	431.5	143.5	52.13	1.6906	1.1977
NBP_454	454.5	154.6	52.61	2.0098	1.3471
NBP_481	480.6	170.5	53.10	2.4232	1.5273
NBP_506	506.1	183.6	53.61	2.9705	1.7478
NBP_532	531.7	196.3	54.09	3.6593	2.0022
NBP_558	557.5	210.8	54.57	4.5632	2.3062
NBP_583	582.9	225.9	55.05	5.7827	2.6763
NBP_608	608.1	241.7	55.49	7.2972	3.0887
NBP_634	634.1	256.0	55.93	9.3135	3.5790
NBP_660	659.7	269.3	56.37	12.169	4.1928
NBP_685	685.2	284.5	56.80	16.149	4.9400
NBP_711	710.9	300.1	57.22	21.768	5.8519
NBP_737	736.6	315.2	57.65	30.084	7.0037
NBP_762	762.3	330.4	58.07	42.681	8.4700
NBP_788	788.0	347.2	58.48	62.163	10.345
NBP_825	824.9	377.2	59.06	111.01	13.972
NBP_875	875.2	412.7	59.81	263.97	21.561
NBP_925	925.2	448.5	60.56	727.27	35.156
NBP_975	974.8	483.5	61.26	2291.0	59.963
NBP_1025	1025	518.7	61.96	8772.4	109.63
NBP_1075	1075	556.8	62.66	41334	217.87
NBP_1126	1126	599.5	63.35	1.3526e+00	478.73
NBP_1176	1176	648.3	64.02	4.2171e+00	1151.0

Data | Correlations | **Tables** | Property Plot | Distribution Plot | Composite Plot | Plot Summary | Notes

Figura 15. Propiedades de los componentes hipotéticos del crudo simulado.

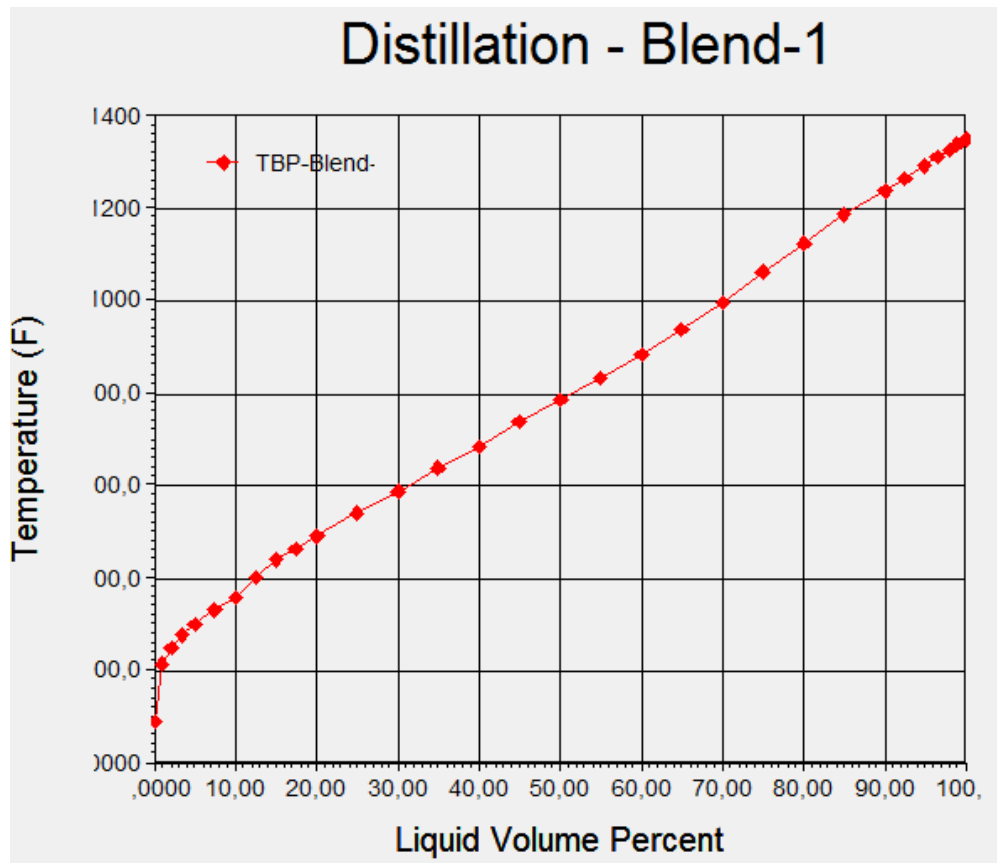


Gráfico 1. Curva de destilación TBP del crudo calculada por Aspen HYSYS 7.2

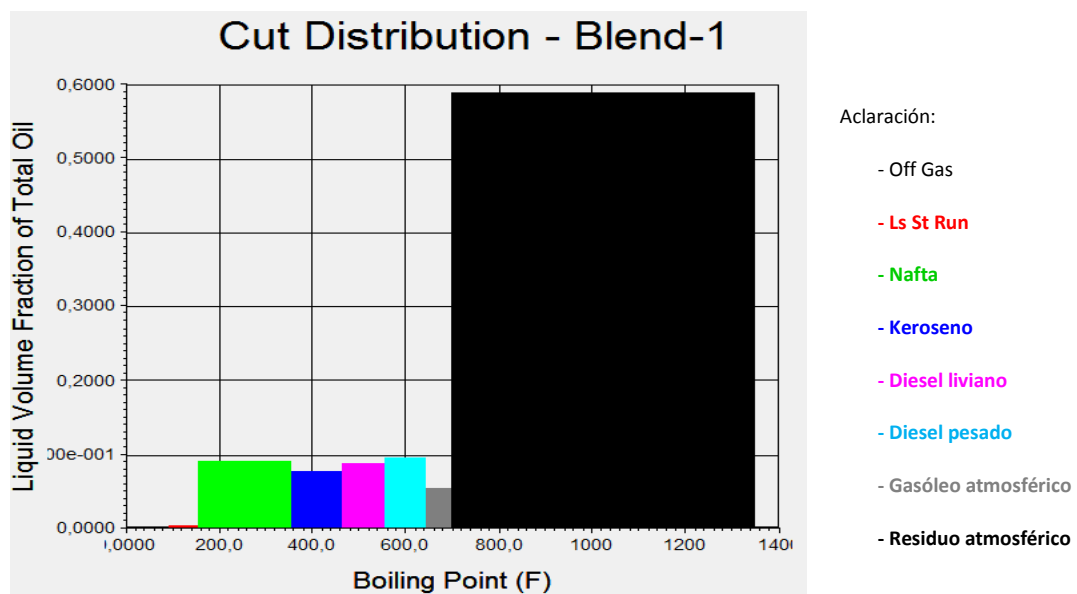


Grafico 2. Distribución de las fracciones del crudo simulado calculado por Aspen HYSYS 7.2

3.3 Ingreso de la corriente fluido.

Con el crudo ya simulado, nos dirigimos al diagrama de flujo y creamos la corriente fluido, la cual es la corriente proveniente de los pozos y constituye la materia prima del proceso. Para recrear con mayor exactitud dicha corriente, se la formó de la mezcla de las corrientes de productos (agua, gas y crudo) alas condiciones de operación documentadas.

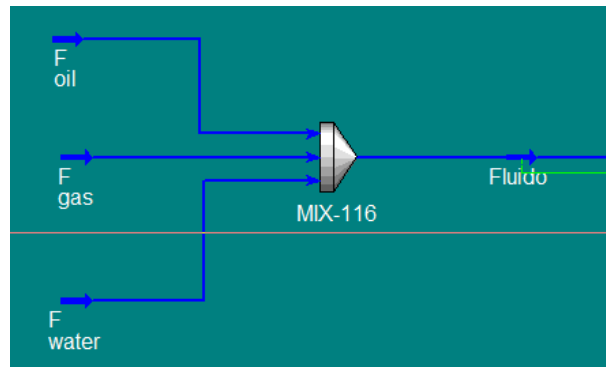


Figura 16. Simulación de la corriente Fluido de CPF

Worksheet	Stream Name	Fluido	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,1450	0,1450	0,0182	0,8368
Properties	Temperature [F]	129,4	129,4	129,4	129,4
Composition	Pressure [psig_user]	183,8	183,8	183,8	183,8
K Value	Molar Flow [lbmole/hr]	8,011e+004	1,162e+004	1458	6,704e+004
User Variables	Mass Flow [lb/hr]	1,786e+006	3,169e+005	2,606e+005	1,208e+006
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,529e+005	4,937e+004	2,062e+004	8,292e+004
Cost Parameters	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,107e+005	-3,912e+004	-1,679e+005	-1,219e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	19,35	40,35	57,56	14,88
	Heat Flow [Btu/hr]	-8,871e+009	-4,544e+008	-2,448e+008	-8,172e+009
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1,406e+005	<empty>	2,018e+004	8,152e+004
	Fluid Package	Basis-1			
	Utility Type				

Figura 17. Datos de la corriente “Fluido”

3.4 Simulación del mezclador estático.

Luego procedemos a simular el mezclador estático (StaticMixer), para lo cual se utiliza la herramienta Mixer del simulador, aquí mezclamos la corriente Fluido con la corriente Condensados proveniente del separador de gas:

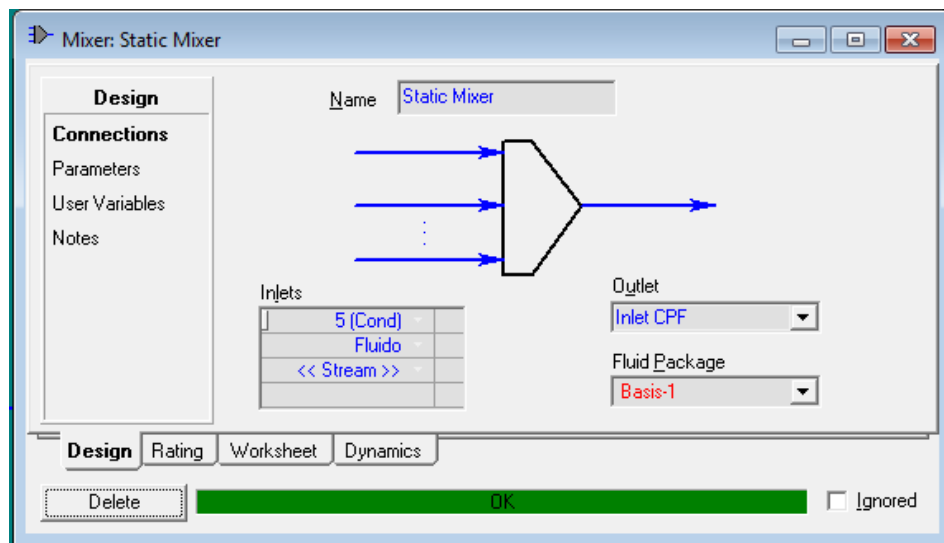


Figura 18. Simulación del Mezclador Estático

3.5 Simulación de los intercambiadores de calor.

Luego, se procede a simular los intercambiadores de calor crudo/agua para lo cual, ingresamos al simulador las dimensiones de lo intercambiadores y su disposición en el proceso, la cual es en paralelo. El agua de calentamiento viene de los Tratadores Calentadores (HeaterTreaters).

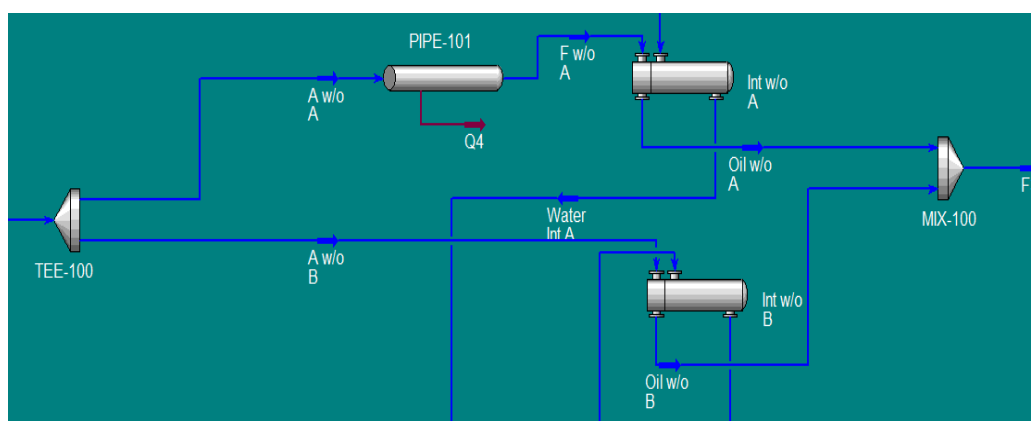


Figura 19. Simulación de los Intercambiadores crudo/agua

Las especificaciones de cada intercambiador la ingresamos en la ventana de diseño del mismo.

Heat Exchanger: Int w/o A

Rating

Sizing

Parameters

Nozzles

Heat Loss

Sizing Data

☒ Overall ☐ Shell ☐ Tube

☐ Accept any input data

Configuration

Number of Shell Passes	2
Number of Shells in Series	1
Number of Shells in Parallel	1
Tube Passes per Shell	2
Exchanger Orientation	Horizontal
First Tube Pass Flow Direction	Counter
Elevation (Base)	0.0000

TEMA Type: A - F S

Calculated Information

Shell HT Coeff [Btu/hr-ft ² -F]	<empty>
Tube HT Coeff [Btu/hr-ft ² -F]	<empty>
Overall U [Btu/hr-ft ² -F]	2,382
Overall UA [Btu/F-hr]	2,151e+004
Shell DP [psi]	2,521
Tube DP [psi]	3,831
Heat Trans. Area per Shell [ft ²]	9029
Tube Volume per Shell [ft ³]	106,6
Shell Volume per Shell [ft ³]	148,1

Design Rating Worksheet Performance Dynamics HTFS - TASC EDR - Shell&Tube

Delete OK Update Ignored

Figura 20. Especificaciones de los intercambiadores de calor crudo/agua

En forma análoga se realiza la simulación para los intercambiadores de calor crudo/crudo, en los cuales el fluido calentador es el crudo de la bota degasificadora (Degassing Vessel).

Heat Exchanger: Int o/o B

Rating

Sizing

Parameters

Nozzles

Heat Loss

Sizing Data

☒ Overall ☐ Shell ☐ Tube

☐ Accept any input data

Configuration

Number of Shell Passes	2
Number of Shells in Series	1
Number of Shells in Parallel	1
Tube Passes per Shell	2
Exchanger Orientation	Horizontal
First Tube Pass Flow Direction	Counter
Elevation (Base)	0.0000

TEMA Type: A - F S

Calculated Information

Shell HT Coeff [Btu/hr-ft ² -F]	<empty>
Tube HT Coeff [Btu/hr-ft ² -F]	<empty>
Overall U [Btu/hr-ft ² -F]	9,474
Overall UA [Btu/F-hr]	8,670e+004
Shell DP [psi]	16,03
Tube DP [psi]	44,55
Heat Trans. Area per Shell [ft ²]	9151
Tube Volume per Shell [ft ³]	108,1
Shell Volume per Shell [ft ³]	146,2

Design Rating Worksheet Performance Dynamics HTFS - TASC EDR - Shell&Tube

Delete OK Update Ignored

Figura 21. Especificaciones de los intercambiadores de calor crudo/crudo

3.6 Simulación de los separadores de agua libre y de los tratadores calentadores (HeaterTreaters).

La corriente de fluido calentado va a los Separadores de Agua Libre, los cuales se disponen en paralelo para tratar el fluido. Para esto bifurcamos la corriente principal usando la herramienta “TEE” del simulador, en la cual asignamos las corrientes de alimentación a cada separador. Así procedemos al diseño del separador, especificando sus dimensiones, la presión de trabajo y las corrientes de masa y energía que salen del equipo. De este recipiente salen tres corrientes, la corriente de gas (Gas FWKO), la corriente de crudo y la corriente de agua. Para hacer un ajuste de temperatura, se ingresa una corriente de energía la cual indicará si existen pérdidas de calor con los alrededores. El simulador aplica modelos ideales para el diseño del equipo, por lo cual debemos asumir condiciones de arrastre que existen entre las fases para acercar los resultados obtenidos a los reales.

De forma análoga se realiza la simulación de los HeaterTreaters, la diferencia es que aquí la corriente de energía simula el aporte de los equipos de calentamiento y atracción electrostática para la ruptura de la emulsión de agua en el crudo separado en los FWKO's.

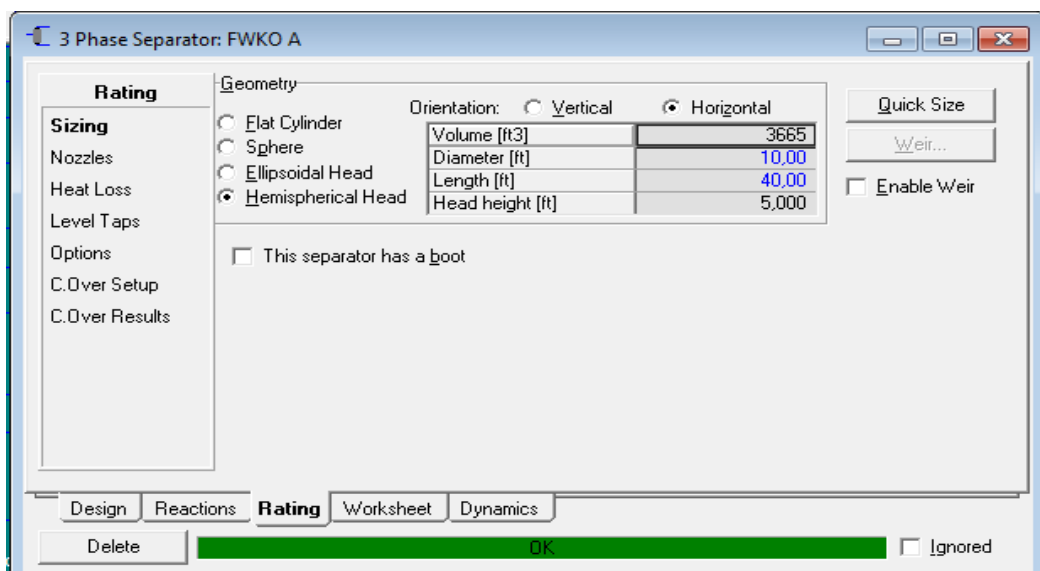


Figura 22. Ventana de diseño de los Separadores de Agua Libre en Aspen HYSYS 7.2

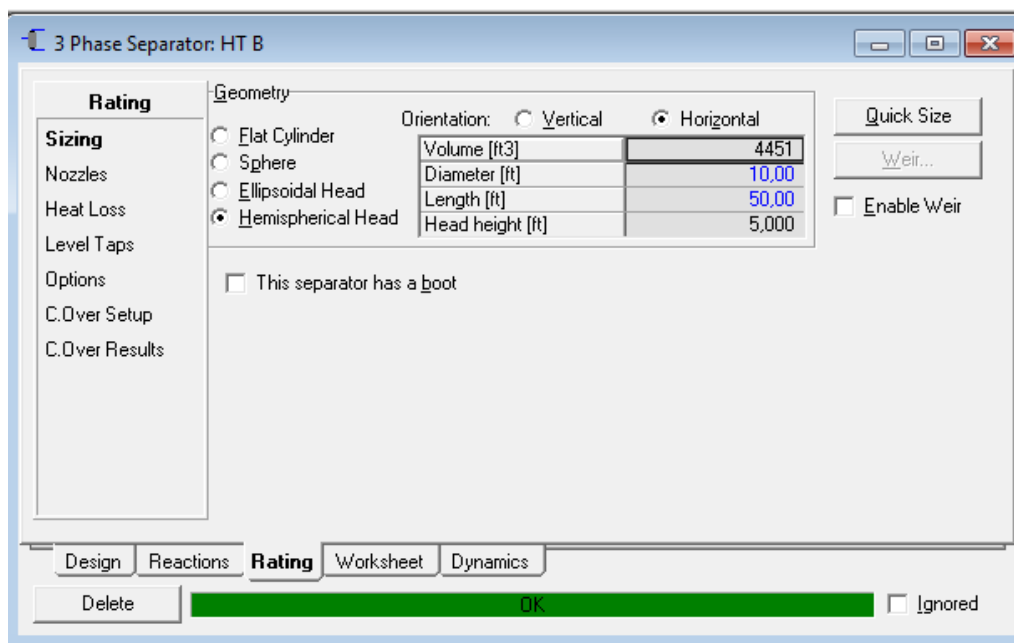


Figura 23. Ventana de diseño de los Tratadores Calentadores en Aspen HYSYS 7.2

3.7 Simulación de la bota degasificadora y sistemas de bombeo.

Luego de simular el tren de deshidratación del crudo, el flujo de crudo se dirige a la bota degasificadora, la cual es un separador bifásico vertical. Mediante la herramienta MIXER, unimos todas las corrientes de crudo proveniente de los Tratadores Calentadores, para formar la alimentación a este equipo. Para ajustar la presión y temperatura del recipiente, aplicamos el mismo procedimiento que en los separadores trifásicos.

El crudo de salida es dirigido a las bombas OilBooster de Primera Etapa, para lo cual definimos la corriente de energía que acciona la bomba y la presión de descarga, la corriente de crudo resultante se dirige hacia los intercambiadores crudo/crudo como fluido calentador.

Para las bombas OilBooster de los tanques y para las bombas Shipping el proceso es análogo.

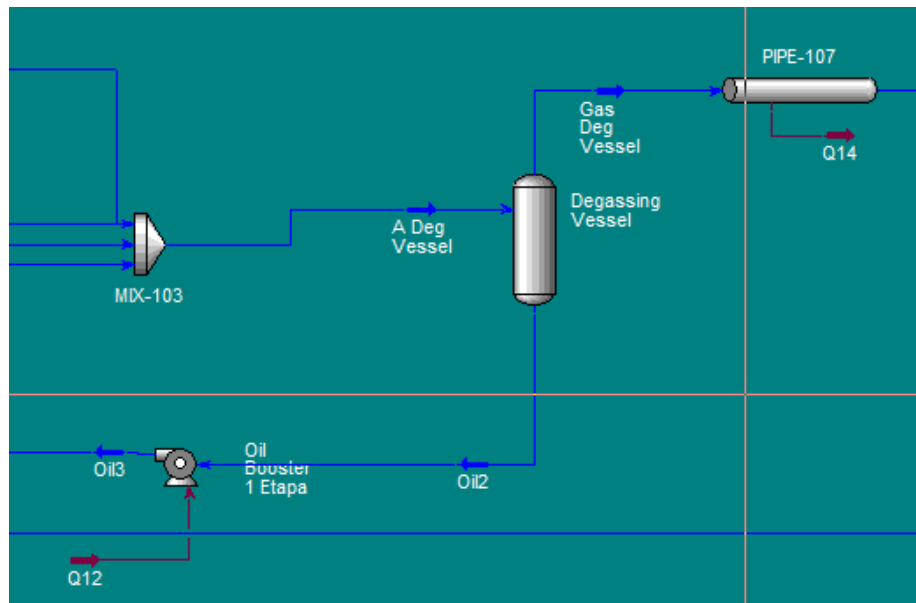


Figura 24. Bota degasificadora en Aspen HYSYS 7.2

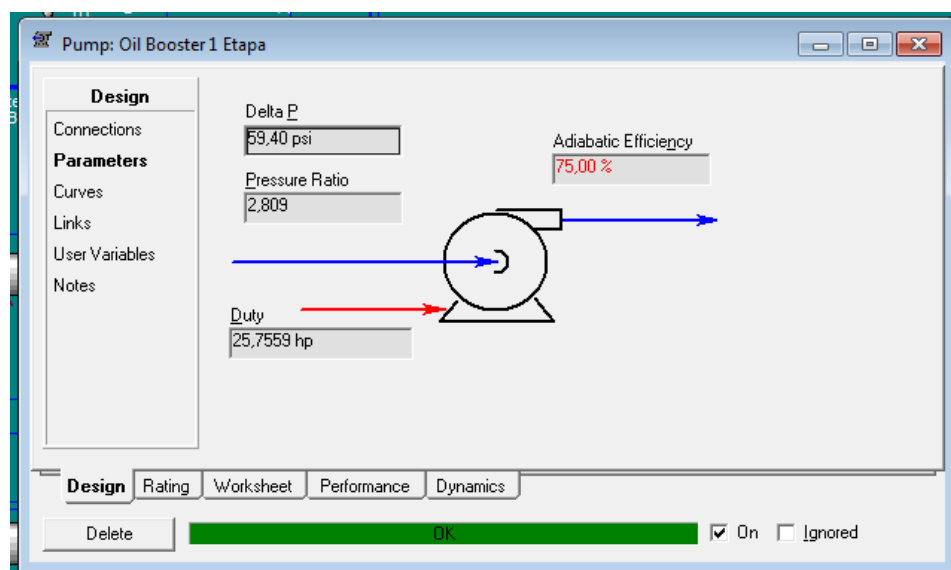


Figura 25. Bombas OilBooster Primera Etapa en Aspen HYSYS 7.2

3.8 Simulación del sistema de gas

Para la simulación de esta sección de la planta, partimos de las corrientes de gas que salen de los separadores para comprimirlo y recuperar los condensados que no son separados de los separadores trifásicos.

3.8.1 Simulación del CompressorSuctionDrum. Para la simulación de este equipo, el cual es un separador bifásico vertical, se utiliza la corriente de gas proveniente de la bota degasificadora, se lo enfría en los aeroenfriadores, para los cuales usaremos la herramienta COOLER del simulador, y luego se dirigen al separador, donde recuperamos los condensados que se dirigen al mezclador estático, por medio de una bomba y el gas obtenido se dirige hacia el compresor de gas para igualarlo a la presión de la siguiente etapa.

Para recuperar los condensados obtenidos por la compresión del gas, se usa un separador pequeño trifásico, donde los condensados se los envía hacia el CompressorSuctionDrum como reciclo.

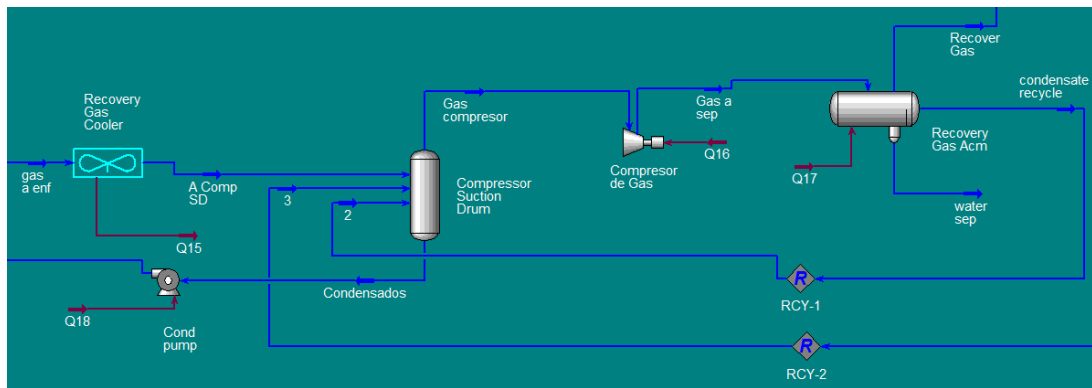


Figura 26. Simulación del CompressorSuctionDrum en Aspen HYSYS 7.2

3.8.2 Simulación del Fuel Gas KO Drum. El gas separado del acumulador del Recovery Gas se mezcla con el gas obtenido de los FWKOs y de los HeaterTreaters para ser enfriados en un aeroenfriador. Esta corriente pasa al Fuel Gas KO Drum, el cual es un separador trifásico vertical. La simulación de este equipo es similar a los separadores trifásicos usados anteriormente.

Las corrientes que salen son: el gas que se usa para utilidades de la planta y la tea; los condensados que se reciclan hacia el CompressorSuction; y el agua recuperada en este equipo se la envía hacia el Hydrocyclone Surge Drum.

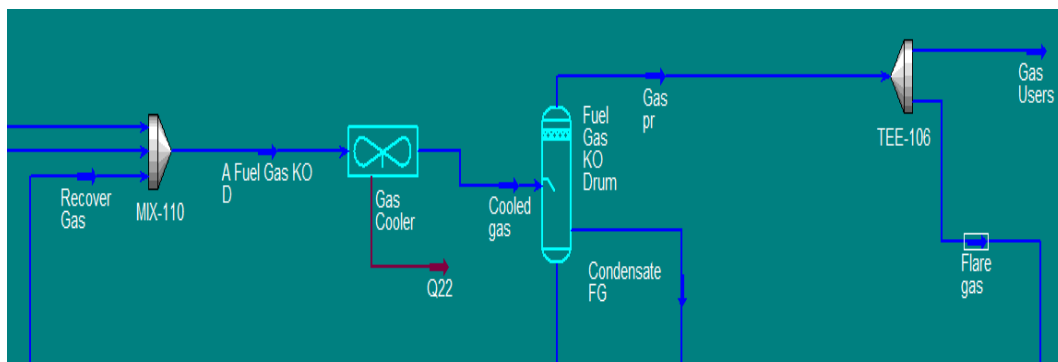


Figura 27. Simulación del Fuel Gas KO Drum en Aspen HYSYS 7.2

3.8.3 Simulación del sistema de tea. Para simular el sistema de tea, a la corriente de gas que se dirige a la tea se lo mezcla con el gas separado en el Hydrocyclone Surge Drum, luego se separa las últimas trazas de condensado por medio de un separador bifásico horizontal como se presenta en la siguiente figura.

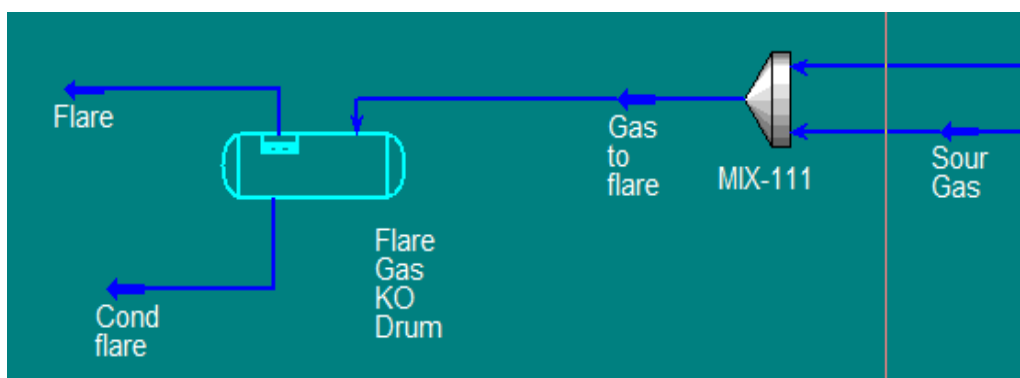


Figura 28. Sistema de Tea en Aspen HYSYS 7.2

3.9 Simulación del sistema de agua.

Para simular el sistema de agua se lo divide en dos partes, el hidrociclón, y el sistema de inyección.

3.9.1 Simulación del Hydrocyclone Surge Drum. El agua separada de los Tratadores Calentadores se la usa como fluido calentador en los intercambiadores crudo/agua, esta agua ya fría se alimenta hacia el Hydrocyclone Surge Drum, el cual es un separador vertical bifásico. El gas recuperado de este equipo se lo dirige a la tea, el agua que se obtiene es bombeada hacia el sistema de inyección.

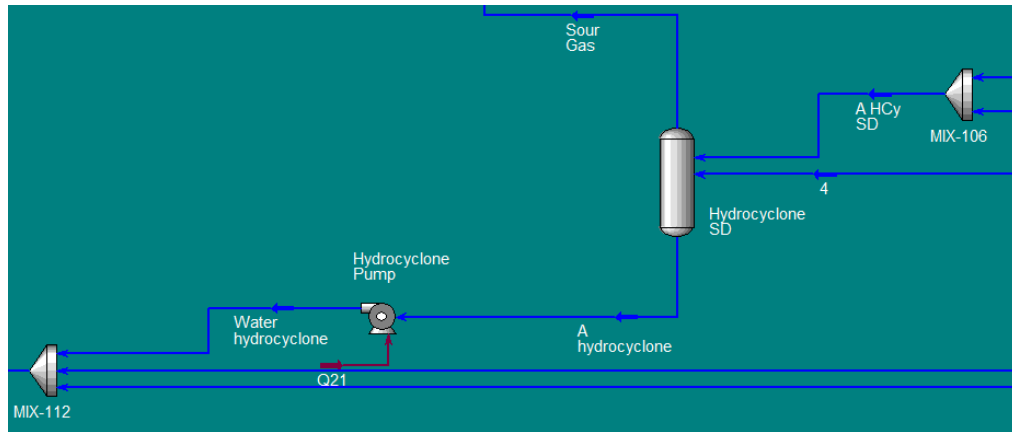


Figura 29. Simulación del Hydrocyclone Surge Drum en Aspen HYSYS 7.2

3.9.2 Simulación del Sistema de Inyección de agua. Para realizar la simulación del sistema de inyección, se mezclan las corrientes de agua que provienen del hidrociclón con las que salen de los FWKO's, para luego alimentarse a los tanques de agua. Luego se dirige para las bombas del sistema de inyección en las cuales se calcula la energía necesaria para su operación.

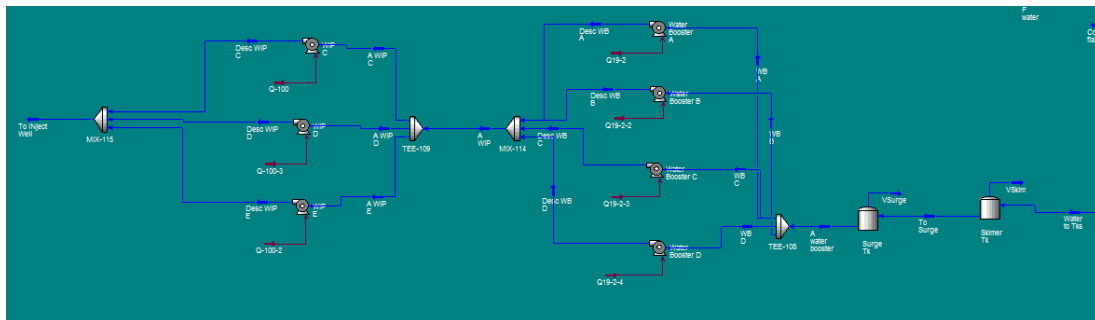


Figura 30. Simulación del Sistema de Inyección de agua en Aspen HYSYS 7.2

4. CALCULOS Y RESULTADOS

4.1 Cálculo de los flujos volumétricos de las fases presentes en el fluido proveniente de Villano A.

Fase acuosa

$$F_{Agua} = F_{Fluido} * \frac{BSW}{100} \quad (1)$$

$$F_{Agua} = 91883 * \frac{82}{100} \text{ BPD}$$

$$F_{Agua} = 75344 \text{ BPD}$$

Fase crudo

$$F_{Crudo} = F_{Fluido} * \frac{100 - BSW}{100} \quad (2)$$

$$F_{Crudo} = 91883 * \frac{0.18}{100} \text{ BPD}$$

$$F_{Crudo} = 16539 \text{ BPD}$$

Fase gas

$$F_{Gas} = F_{Crudo} * GOR \quad (3)$$

$$F_{Gas} = 16539 * 22 \text{ SCFD}$$

$$F_{Gas} = 363858 \text{ SCFD}$$

4.2 Resultados obtenidos en la simulación.

4.2.1 Composición de las corrientes principales del proceso.

4.2.1.1 Composición de las corrientes de crudo del proceso.

Tabla 25.Composición de la corriente Fluido proveniente de Villano (por componentes)

Componente	Fracción en volumen
N2	0.0245
CO2	0.0147
C1	0.1702
C2	0.0497
C3	0.0538
i-C4	0.0166
n-C4	0.0244
i-C5	0.0175
n-C5	0.0090
C6	0.0123
C7	0.0025
Hidrocarburos	0.0991
H2O	0.5048
TOTAL	1.000

Tabla 26. Composición de las corrientes de crudo obtenidas de los FWKO's

Componente	Fracción en volumen	
	FWKO A	FWKO B
N2	0,0001	0,0001
CO2	0,0006	0,0005
C1	0,0024	0,0021
C2	0,0030	0,0026
C3	0,0096	0,0083
i-C4	0,0064	0,0056
n-C4	0,0127	0,0111
i-C5	0,0192	0,0170
n-C5	0,0124	0,0110
C6	0,0382	0,0346
C7	0,0137	0,0128
Hidrocarburos	0,7872	0,7565
H2O	0,0945	0,1378
TOTAL	1,0000	1,0000

Tabla 27. Composición de las corrientes de crudo obtenidas de los HeaterTreaters

Componente	Fracción en volumen				
	HTA	HTB	HTC	HTD	HTE
N2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0002	0,0002	0,0002	0,0001	0,0002
C1	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003
C2	0,0011	0,0010	0,0010	0,0009	0,0010
C3	0,0057	0,0055	0,0055	0,0049	0,0055
i-C4	0,0048	0,0047	0,0047	0,0044	0,0047
n-C4	0,0102	0,0100	0,0100	0,0094	0,0100
i-C5	0,0176	0,0174	0,0174	0,0168	0,0174
n-C5	0,0116	0,0115	0,0115	0,0112	0,0115
C6	0,0391	0,0390	0,0390	0,0384	0,0390
C7	0,0148	0,0148	0,0148	0,0147	0,0148
Hidrocarburos	0,8931	0,8942	0,8940	0,8974	0,8941
H2O	0,0015	0,0014	0,0014	0,0015	0,0014
TOTAL	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Tabla 28. Composición de la corriente de crudo bombeado hacia terminal de entrega

Componente	Fracción en volumen
N2	0,0000
CO2	0,0002
C1	0,0002
C2	0,0009
C3	0,0081
i-C4	0,0077
n-C4	0,0182
i-C5	0,0315
n-C5	0,0217
C6	0,0701
C7	0,0245
Hidrocarburos	0,8087
H2O	0,0083
TOTAL	1,0000

4.2.1.2 Composición de las corrientes de gas del proceso.

Tabla 29. Composición de la corriente de gas obtenida de la Bota Degasificadora

Componente	Fracción en volumen
N2	0,0011
CO2	0,0107
C1	0,0258
C2	0,0416
C3	0,1483
i-C4	0,0727
n-C4	0,1341
i-C5	0,1184
n-C5	0,0672
C6	0,0935
C7	0,0145
Hidrocarburos	0,0395
H2O	0,2326
TOTAL	1,0000

Tabla 30. Composición de la corriente de gas de alimentación al Fuel Gas KO Drum

Componente	Fracción molar
N2	0,1127
CO2	0,0438
C1	0,5078
C2	0,0939
C3	0,0986
i-C4	0,0253
n-C4	0,0383
i-C5	0,0226
n-C5	0,0115
C6	0,0114
C7	0,0014
Hidrocarburos	0,0031
H2O	0,0295
TOTAL	1,0000

Tabla 31. Composición de la corriente de gas para los usuarios de la planta

Componente	Fracción molar
N2	0,1161
CO2	0,0452
C1	0,5230
C2	0,0967
C3	0,1013
i-C4	0,0259
n-C4	0,0390
i-C5	0,0227
n-C5	0,0114
C6	0,0105
C7	0,0010
Hidrocarburos	0,0013
H2O	0,0060
TOTAL	1,0000

4.2.2 Comparación entre el crudo obtenido en la simulación con el crudo real.

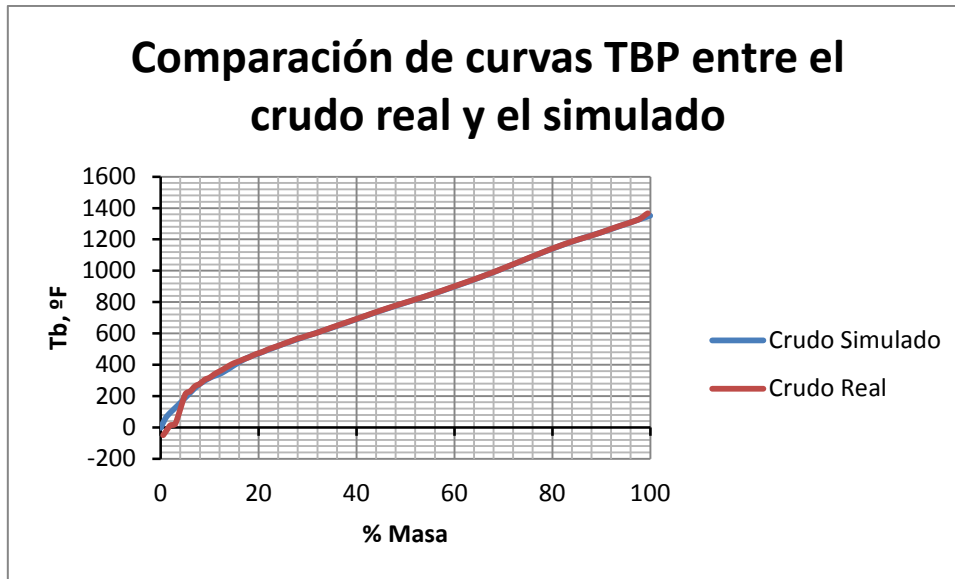


Gráfico 3. Comparación de las curvas TBP del crudo simulado y el real

Tabla 32. Propiedades del crudo simulado y el crudo real

Propiedad	Crudo Simulado	Crudo Real
Densidad Relativa	0,912	0,935
K_{UOP}	11,230	11,1
Fase Acuosa (%V)	0,300	0,36
Flujo (BPD)	15800	15700

4.2.3 Resultados de rendimiento de los equipos principales de CPF

Tabla 33. Coeficientes globales de Transporte de Calor de los Intercambiadores Crudo/Agua

Intercambiador	$U \cdot A$ (kJ/C*h)
Crudo/ Agua "A"	24310
Crudo/ Agua "B"	104800

Tabla 34. Coeficientes globales de Transporte de Calor de los Intercambiadores Crudo/Crudo

Intercambiador	U*A (kJ/C*h)
Crudo/ Crudo "A"	93050
Crudo/ Crudo "B"	109500
Crudo/ Crudo "C"	80750
Crudo/ Crudo "D"	71110

Tabla 35. Consumo energético total de los Tratadores Calentadores

Equipo	Q (kJ/h)
A	$2,78 * 10^6$
B	$2,85 * 10^6$
C	$2,84 * 10^6$
D	$3,07 * 10^6$
E	$2,79 * 10^6$

4.2.4 Variación de condiciones de operación en los equipos principales de proceso.

Tabla 36. Variación de condiciones de operación en los Separadores de Agua Libre

Separador	A		B	
P (psig)	BSW (sale)	Flujo Gas (m³/h)	BSW (sale)	Flujo Gas (m³/h)
88	8,90	420,9	12,57	420,5
86	9,44	420,9	12,87	420,6
84	10,00	421,0	12,89	420,7
82	10,02	421,0	13,19	420,8
80	10,60	421,0	13,49	420,8
78	10,63	421,0	13,78	420,9
76	11,21	421,0	14,06	421,0

Continuación Tabla 36.

74	11,81	421,1	14,09	421,1
72	11,84	421,1	14,37	421,2
70	12,42	421,1	14,65	421,3

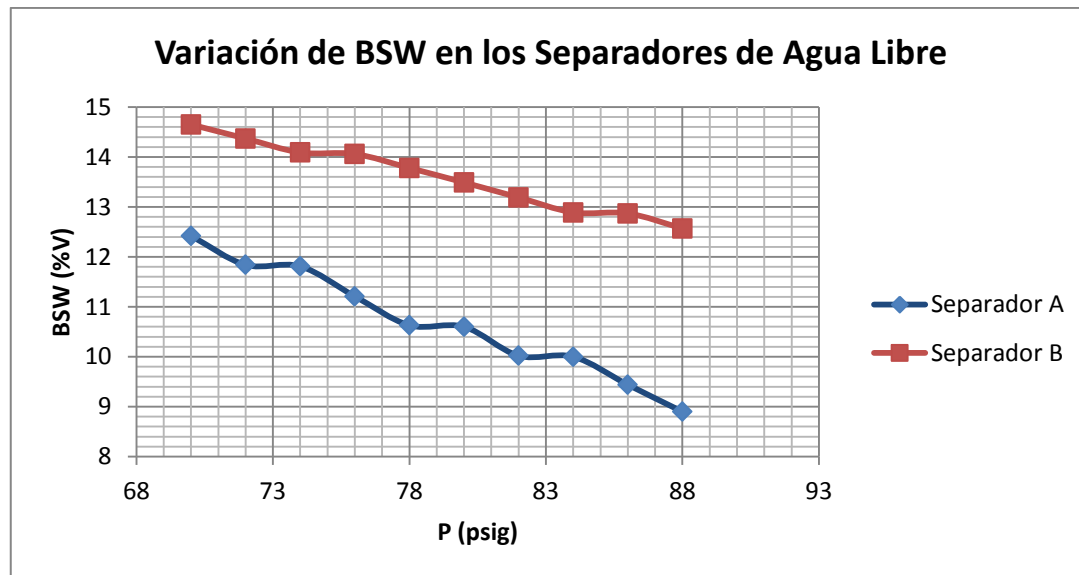


Gráfico 4. Variación de BSW en función de la presión en los Separadores de Agua Libre

Tabla 37. Variación de las condiciones de operación en los Tratadores Calentadores

Temperatura (°F)	BSW (sale)	Flujo de Gas (m ³ /h)
220	0,22	421,2
218	0,24	421,1
216	0,29	421,0
212	0,29	420,8
210	0,29	420,6
208	0,29	420,5
206	0,29	420,4
204	0,37	420,3
202	0,37	420,2
200	0,37	420,1

Continuación Tabla 37.

198	0,38	420,0
196	0,37	419,9
194	0,47	419,9
192	0,48	419,8
190	0,48	419,7

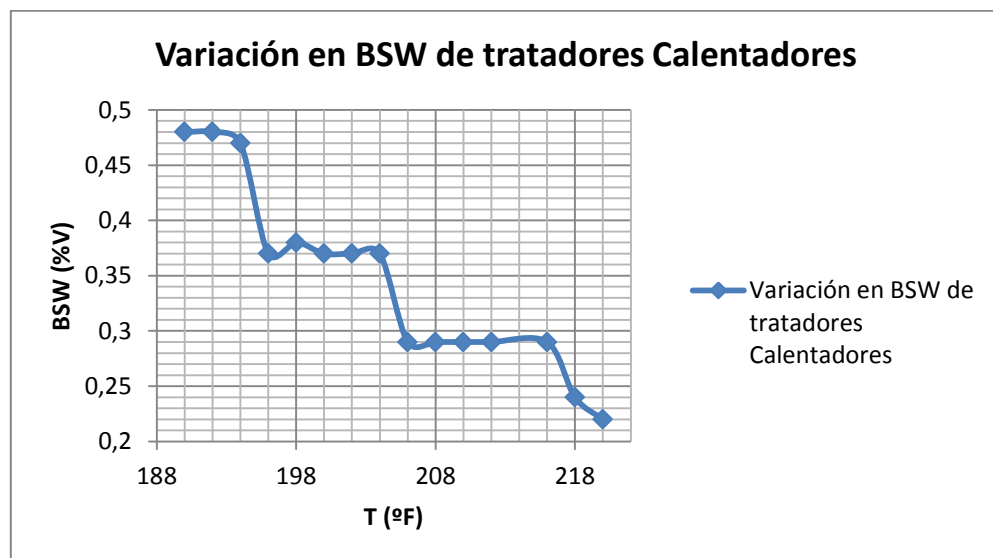


Gráfico 5. Variación de BSW en función de la temperatura en los Tratadores Calentadores

5. DISCUSIÓN

- Se observa que el proceso es dependiente de las condiciones ambientales, por facilidad, se ha realizado la simulación a condiciones medias de operación, en las cuales se ha considerado el factor climático de manera indirecta.
- Al comparar las propiedades del crudo simulado con las del crudo real, se observa que son similares, esto es evidente en las curvas TBP, las cuales convergen en la mayoría de puntos excepto en las fracciones livianas; lo cual puede deberse a que el simulador extrapola la curva de destilación para estos cortes.
- Se puede ver que el perfil de deshidratación del proceso simulado es similar a la realidad, observándose que en los separadores de agua libre es donde se separa la mayor cantidad de agua del fluido; lo cual es beneficioso para el proceso porque esto disminuye el consumo de energía en los Tratadores Calentadores para cumplir con la especificación.
- Con respecto a los intercambiadores crudo/agua, se observa que en el intercambiador A existe mayor resistencia al transporte de calor, lo cual indica que existe mayor cantidad de ensuciamiento en este equipo que en el otro, provocando una disminución del aprovechamiento de la energía en el proceso.
- Con respecto a los separadores de agua libre, el equipo A es en donde se observa mayor arrastre entre las fases, lo cual es consistente con la realidad ya que este equipo no tiene un dispositivo de entrada que evite que se forme turbulencia en la entrada del fluido al equipo, provocando que se emulsione la mezcla de ingreso y por tanto reduciendo su eficiencia.

- De los tratadores calentadores, se observa que en el equipo D se consume mayor cantidad de energía que en los demás; esto puede deberse a que existe una pobre transferencia de calor en el lado calentador o a interferencias en el campo eléctrico creado en el transformador del lado deshidratador; lo que produce un mayor requerimiento de energía para cumplir la especificación del producto.
- Se observa que los resultados de la simulación del proceso de tratamiento de gas son cercanos a la realidad, esto se evidencia al comparar la composición del gas simulado con la del gas real, en especial al referirnos al contenido de los componentes más representativos de esta corriente. Así se confirma que este gas es muy útil para el uso como combustible.
- Se ha podido cuantificar el flujo de gas que se dirige hacia la tea, el cual es el excedente de gas que no se ha podido aprovechar. Aunque hay que considerar que este dato es muy variable debido principalmente que la cantidad de gas separado del fluido depende de las condiciones ambientales del proceso. Lo cual nos indica que no existe una aplicación recomendable para el aprovechamiento de este gas.
- Por no disponer de la composición exacta de la corriente de fluido que ingresa a la planta, se ha simulado esta corriente por medio de la mezcla de las fases que posee esta corriente en la realidad, respetando el balance de materia de sus componentes. El resultado de este procedimiento nos ha entregado una corriente que tiene propiedades similares a las del fluido real, especialmente en el contenido de agua sin considerar la fase gaseosa.
- Se puede observar que al aumentar presión en los separadores de agua libre, la calidad de crudo resultante es mayor, esto se debe a que existe menor caída de presión en el dispositivo de entrada del separador, lo que genera menos turbulencia y facilita la separación de las fases.
- También se puede observar que los cambios de presión en dichos separadores no afectan de manera considerable al flujo de gas producido, lo que significa que no

se altera su suministro para las utilidades de la planta. Esto se debe a que como existe menor turbulencia en el dispositivo de entrada del separador, existe una menor absorción del gas en las fases líquidas.

- Con respecto a los tratadores calentadores, se observa que al aumentar la temperatura se mejora la separación, pero este fenómeno no ocurre en forma constante, sino que hay intervalos de temperatura en los que el BSW no se altera, esto se debe a que el agua en este equipo está emulsionada en el crudo, y aunque aumente la temperatura del recipiente, las gotas no coalescen hasta que se hayan dilatado lo suficiente como para unirse unas con otras. Lo que nos demuestra que la temperatura alta no necesariamente ayuda a la separación de las fases.
- En estos equipos, también se observa que al aumentar la temperatura, se produce una mayor cantidad de gas, debido a que la solubilidad del gas en la fase líquida disminuye al aumentar la temperatura, pero se observa que el flujo de gas no se incrementa de manera considerable, esto se debe principalmente a que el crudo de este campo no posee demasiado gas disuelto.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones.

- Observando la concordancia de los datos simulados con respecto a los resultados reales del proceso, se concluye que el simulador ASPEN HYSYS 7.2 es apto para simular el proceso estudiado, con todas las variantes que se le pueda realizar.
- El producto obtenido en la simulación concuerda, en sus parámetros cuantificables por el simulador, en especial en el requisito de contenido de agua que posee el crudo producido.
- Se observa un funcionamiento deficiente de algunos equipos de la planta, tal es el caso del intercambiador de calor crudo/agua “A”, que posee un coeficiente global de intercambio de calor menor que el equipo “B”, el cual cumple el mismo servicio, lo cual puede deberse a una acumulación de sedimentos y suciedad dentro del equipo, que incrementan la resistencia al intercambio de calor.
- Se observa que otro equipo que tiene un funcionamiento deficiente es el Separador de Agua Libre “A”, en el cual hay mayor arrastre entre las fases del fluido tratado.
- Se evidencia que otro equipo que posee deficiencias en su rendimiento es el Tratador Calentador “D”, donde se observa mayor consumo de energía que en los otros equipos que cumplen el mismo servicio, debido a que existe

- acumulamiento de lodos y sedimentos en el lado calentador, lo cual provoca un aumento del consumo de gas para calentar el fluido.
- Se observa que el gas producido en la simulación es similar en sus características principales al gas real, especialmente en su contenido de componentes principales, validando sus resultados.
- Se observa que el aumento de presión en los separadores de agua libre, mejora la deshidratación del crudo resultante, debido a que no se produce turbulencia del flujo dentro del equipo, lo que indica que los equipos de este tipo funcionan más eficientemente si no existen grandes caídas de presión a través de ellos.
- Se observa que el aumento de temperatura en los tratadores calentadores mejora parcialmente la separación de las fases, debido a que las gotas de agua no coalescen uniformemente, lo que indica que el calentamiento excesivo en el equipo no ayuda de manera práctica al rendimiento del equipo.

6.2 Recomendaciones

- Por el rendimiento observado en el Separador de Agua Libre, se recomienda realizarle modificaciones que mejoren la distribución de las fases dentro del equipo para disminuir el arrastre entre las fases.
- En caso de no ser aplicable la recomendación anterior, se debe evitar que la mayor parte del flujo de fluido a tratar se dirija hacia este equipo, para así tener un producto de mejor calidad.
- Se recomienda hacer una revisión interna del Tratador Calentador D, para encontrar la causa que produce su demanda de energía sea mayor que los otros equipos y así solucionarla.

- Se recomienda hacer una limpieza a los intercambiadores de calor, en especial a los que utilizan agua para calentar el fluido; ya que se encuentran trabajando con suciedades acumuladas que impiden un mejor rendimiento de éstos.
- Se recomienda hacer una inspección y mantenimiento de los instrumentos de medición de campo que se encuentran en la planta, ya que existían medidores que se encontraban descalibrados o dañados, dificultando la medición y llevando a falsas mediciones.
- Se recomienda mantener la presión alta en los separadores de agua libre para evitar que la turbulencia emulsione nuevamente las fases y se produzca arrastre por la caída de presión producida.
- Se recomienda mantener la temperatura en los tratadores calentadores en 206°F ya que en estas condiciones se produce un producto de la misma calidad que el actual y se consume menos combustible en los quemadores del equipo.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] LUQUE, et al. Simulación y Optimización Avanzadas en la Industria Química de Procesos: HYSYS. Tercera ed. Universidad de Oviedo, Oviedo, 2005.pp 53-54.
- [2] HYPROTECH. SimulationBasis Manual HYSYS 3.2.Cambridge, 2003.pp. A9-A10.
- [3] IBID_[1], pp. 88-89
- [4] IBID_[2], pp. 4-3
- [5] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book.DécimoSegunda ed. Gas Processors Suppliers Association. Tulsa 2004.pp. 7-1.
- [6] IBID_[5], pp. 7-6
- [7] Mc CABE et al. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.Séptima ed. McGraw Hill. México, 2007. pp. 463
- [8] IBID_[5]. pp. 10-2.
- [9] IBID_[7]. pp. 464

BIBLIOGRAFÍA

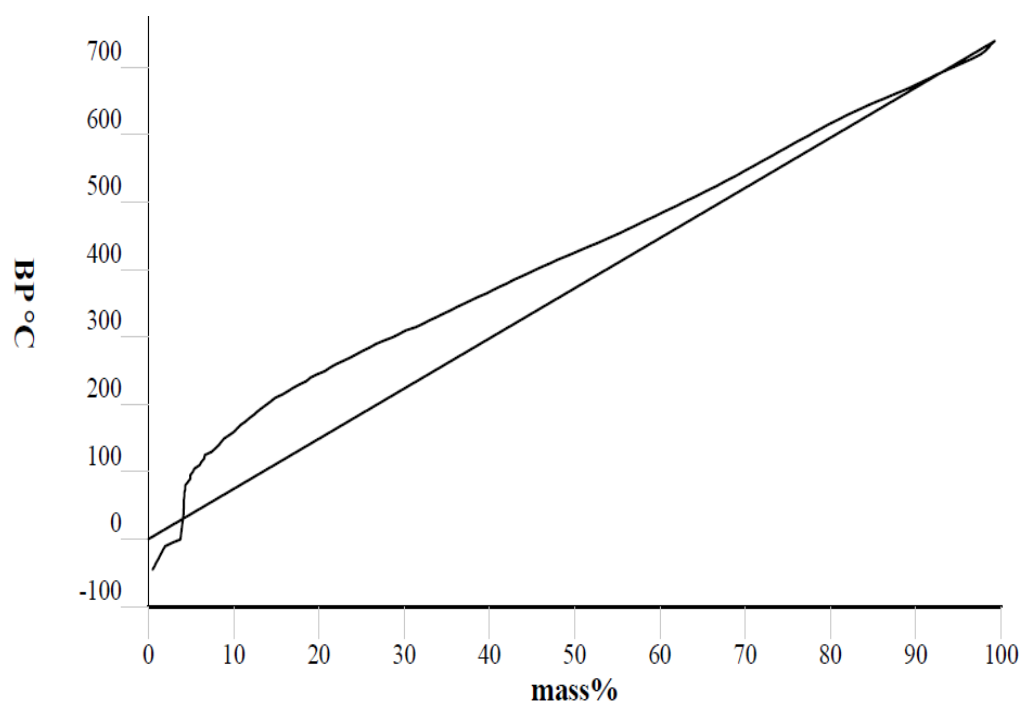
- AGIP OIL ECUADOR. Descripción del Proceso y Facilidades de Producción de CPF. Nuevo Triunfo, 2008
- GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book. DécimoSegunda ed. Gas Processors Suppliers Association. Tulsa 2004. 821p.
- GUTIÉRREZ C., Simulación del Tren de Deshidratación de Crudo Pesado Campo Pirañá lote 67, Trabajo de Graduación, Quito – Ecuador, 2007.
- HYPROTECH. Simulation Basis Manual HYSYS 3.2. Cambridge, 2003. 450p.
- LUQUE, et al. Simulación y Optimización Avanzadas en la Industria Química de Procesos: HYSYS. Tercera ed. Universidad de Oviedo, Oviedo, 2005. 338 p.
- MARTINEZ V. y DÁVILA P. Simulación de Procesos en Ingeniería Química. Plaza y Valdéz. México 2000.
- Mc CABE et al. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Séptima ed. McGraw Hill. México, 2007. 1189p.
- PACHACAMA G. Simulación del Proceso de Hidrodesulfuración de Diesel, Trabajo de Graduación, Quito – Ecuador, 2011.
- WAUQUIER J. P., El Refino de Petróleo, Ed. Díaz de Santos, Madrid-España, Fundación Repsol YPF, 2004.

- WUITHIER P., El Petróleo, Refino y Tratamiento Químico, Traducido de la primera edición en Francés, Madrid, Ediciones CEPESA S.A., 1971.

ANEXOS

ANEXO A.

Curva de Destilación Simulada ASTM D7169 del Crudo del Campo Villano



ANEXO B.

Propiedades del Fluido que ingresa a CPF obtenidas en el simulador

1			Case Name:	SIM2.HSC
2			Unit Set:	SI
3			Date/Time:	Wed Jun 13 16:36:53 2012
4				
5				
6				
7			Fluid Package:	Basis-1
8			Property Package:	Kaloudi-Danner
9				
10				
11				
12				
13				
14				
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69				
70				
71				
72				
73				
74				
75				
76				
77				
78				
79				
80				
81				
82				
83				
84				
85				
86				
87				
88				
89				
90				
91				
92				
93				
94				
95				
96				
97				
98				
99				
100				
101				
102				
103				
104				
105				
106				
107				
108				
109				
110				
111				
112				
113				
114				
115				
116				
117				
118				
119				
120				
121				
122				
123				
124				
125				
126				
127				
128				
129				
130				
131				
132				
133				
134				
135				
136				
137				
138				
139				
140				
141				
142				
143				
144				
145				
146				
147				
148				
149				
150				
151				
152				
153				
154				
155				
156				
157				
158				
159				
160				
161				
162				
163				
164				
165				
166				
167				
168				
169				
170				
171				
172				
173				
174				
175				
176				
177				
178				
179				
180				
181				
182				
183				
184				
185				
186				
187				
188				
189				
190				
191				
192				
193				
194				
195				
196				
197				
198				
199				
200				
201				
202				
203				
204				
205				
206				
207				
208				
209				
210				
211				
212				
213				
214				
215				
216				
217				
218				
219				
220				
221				
222				
223				
224				
225				
226				
227				
228				
229				
230				
231				
232				
233				
234				
235				
236				
237				
238				
239				
240				
241				
242				
243				
244				
245				
246				
247				
248				
249				
250				
251				
252				
253				
254				
255				
256				
257				
258				
259				
260				
261				
262				
263				
264				
265				
266				
267				
268				
269				
270				
271				
272				
273				
274				
275				
276				
277				
278				
279				
280				
281				
282				
283				
284				
285				
286				
287				
288				
289				
290				
291				
292				
293				
294				
295				
296				
297				
298				
299				
300				
301				
302				
303				
304				
305				
306				
307				
308				
309				
310				
311				
312				
313				
314				
315				
316				
317				
318				
319				
320				
321				
322				
323				
324				
325				
326				
327				
328				
329				
330				
331				
332				
333				
334				
335				
336				
337				
338				
339				
340				
341				
342				
343				
344				
345				
346				
347				
348				
349				
350				
351				
352				
353				
354				
355				
356				
357				
358				
359				
360				
361				
362				
363				
364				
365				
366				
367				
368				
369				
370				
371				
372				
373				
374				
375				
376				
377				
378				
379				
380				
381				
382				
383				
384				
385				
386				
387				
388				
389				
390				
391				
392				
393				
394				
395				
396				
397				
398				
399				
400				
401				
402				
403				
404				
405				
406				
407				
408				
409				
410				

ANEXO C.

Propiedades del corriente de salida de los Separadores de Agua Libre obtenida en el simulador

aspen[®]tech

Facultad de Ingeniería Química
Universidad Central del Ecuador

Case Name: SIM2.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jun 13 17:07:06 2012

Material Stream: Oil FWKOs

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Kobo-Danner

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0001	0.0001	0.3427	0.6571
Temperature (C)	57.55	57.55	57.55	57.55
Pressure (kPa)	824.6	824.6	824.6	824.6
Molar Flow (kgmole/h)	1545	0.2251	829.7	1016
Mass Flow (kg/h)	1.291e+005	6.394	1.103e+005	1.830e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	142.0	1.417e+002	123.6	18.34
Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-3.404e+005	-9.541e+004	-4.498e+005	-2.833e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	136.5	176.7	277.4	62.97
Heat Flow (kJ/h)	-5.260e+008	-2.147e+004	-2.383e+008	-2.877e+008
Liq Vol Flow @ Std Cond (m3/h)	134.6	—	122.4	18.03

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	83.54	28.41	209.2	18.02
Molar Density (kgmole/m3)	10.56	0.2321	4.177	54.53
Mass Density (kg/m3)	881.7	6.594	873.6	982.5
Act. Volume Flow (m3/h)	146.4	0.9698	126.8	18.62
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4074	-3358	-2150	-1.573e+004
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.634	6.220	1.326	3.495
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	184.9	53.00	412.6	66.16
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.213	1.855	1.973	3.672
LHV Vol Basis (Std) (kJ/kgmole)	—	—	—	108.7
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	—	—	—	6.033
Phase Fraction (Vol. Basis)	9.982e+005	9.982e+005	0.8707	0.1292
Phase Fraction (Mass Basis)	4.953e+005	4.953e+005	0.8582	0.1417
Partial Pressure of CO2 (kPa)	27.74	—	—	—
Cost Based on Flow (Cost/kg)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	0.9698	0.9698	—	—
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.89	15.88	4.286	55.38
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	184.9	53.00	412.6	66.16
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	3.661e+004	5.332	1.255e+004	2.406e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	909.5	451.3	896.5	997.8
Act. Liq. Flow (m3/h)	4.040e+002	—	3.623e+002	5.173e+003
Z Factor	—	0.9788	5.439e+002	4.166e+003
Watson K	11.24	14.69	11.24	12.56
User Property	—	—	—	—
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	—	—	—
Cp(Cp - R)	1.047	1.186	1.021	1.144
Cp/Cv	1.011	1.211	1.138	1.198
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.550e+005	—	—	—
Kinematic Viscosity (cSt)	—	1.886	13.02	0.4896
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	969.5	—	905.3	1015
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	134.6	—	122.4	18.03
Liquid Fraction	0.9999	0.0000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	9.474e+002	4.309	0.2394	1.834e+002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1855	—	—	—
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0001	0.0001	0.3427	0.6571
Surface Tension (dyne/cm)	—	—	23.79	66.39
Thermal Conductivity (W/m-K)	—	2.968e+002	0.1130	0.6511
Viscosity (cP)	—	1.244e+002	11.38	0.4810
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	176.6	44.68	404.3	57.84
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.114	1.573	1.933	3.210
Cv (kJ/kgmole-C)	182.9	43.75	382.6	55.22
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.189	1.540	1.734	3.065

Aspen Technology Inc.
Licenced in: LSGR/05

Aspen HYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)

Page 1 of 6
* Specified by user

ANEXO D.

Propiedades del corriente de salida de los Tratadores Calentadores obtenida en el simulador

aspentech

Facultad de Ingeniería Química
Universidad Central del Ecuador

Case Name: SIM2.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jun 13 17:11:30 2012

Material Stream: A Deg Vessel

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Kaloudi-Danner

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0007	0.0007	0.9977	0.0016
Temperature (C)	102.1	102.1	102.1	102.1
Pressure (kPa)	416.3	416.3	416.3	416.3
Molar Flow (kgmole/h)	508.0	0.3300	504.9	0.8112
Mass Flow (kg/h)	1.094e+005	13.82	1.093e+005	14.61
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	120.9	2.381e-002	120.9	1.455e-002
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-4.463e+005	-1.501e+005	-4.467e+005	-2.803e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	340.9	134.9	341.4	71.55
Heat Flow (kW)	-2.258e+005	-4.953e+004	-2.256e+005	-2.274e+005
Liq Vol Flow @ Std Cond (m3/h)	120.2	2.268e-002	120.2	1.440e-002

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	216.1	41.89	216.6	18.02
Molar Density (kgmole/m3)	3.840	0.1382	3.902	52.53
Mass Density (kg/m3)	829.9	5.787	845.1	946.3
Act. Volume Flow (m3/h)	131.8	2.388	129.4	1.544e-002
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2065	-3583	-2063	-1.556e+004
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.577	4.415	1.576	3.972
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	464.5	84.71	465.4	70.31
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.149	2.022	2.149	3.902
LHV Vol Basis (Std) (kJ/kgmole)	—	—	—	76.27
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	—	—	—	4.234
Phase Fraction (Vol. Basis)	1.970e-004	1.970e-004	0.9997	1.211e-004
Phase Fraction (Mass Basis)	1.264e-004	1.264e-004	0.9997	1.336e-004
Partial Pressure of CO2 (kPa)	10.23	—	—	—
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	2.388	2.388	—	—
Aug. Liq. Density (kgmole/m3)	4.186	13.86	4.177	55.39
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	464.5	84.71	465.4	70.31
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.199e+004	7.818	1.196e+004	19.22
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	904.7	580.4	904.7	997.9
Act. Liq. Flow (m3/s)	3.594e-002	—	3.594e-002	4.290e-006
Z Factor	—	0.9658	3.419e-002	2.540e-003
Watson K	11.24	13.80	11.24	13.35
User Property	—	—	—	—
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	—	—	—
Co/(Co - R)	1.018	1.109	1.018	1.134
Co/Cv	1.004	1.129	1.135	1.203
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.485e+005	—	—	—
Kinematic Viscosity (cSt)	—	1.829	4.654	0.2885
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.7	609.5	909.7	1015
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	120.2	2.268e-002	120.2	1.440e-002
Liquid Fraction	0.9993	0.0000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.2604	7.238	0.2583	1.904e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1612	—	—	—
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0007	0.0007	0.9977	0.0016
Surface Tension (dyne/cm)	—	—	21.71	53.21
Thermal Conductivity (W/m-K)	—	2.577e-002	0.1109	0.6815
Viscosity (cP)	—	1.059e-002	3.934	0.2730
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	456.2	76.40	457.1	61.99
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.111	1.824	2.110	3.441
Cv (kJ/kgmole-C)	462.6	75.06	410.2	58.44
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.140	1.792	1.894	3.244


Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)

Page 1 of 6

ANEXO E.

Propiedades de la corriente de crudo producido obtenida en el simulador

		Case Name: SIM2.HSC	
Facultad de Ingeniería Química Universidad Central del Ecuador		Unit Set: SI	
		Date/Time: Wed Jun 13 17:18:40 2012	
Material Stream: To Baeza		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Kabadi-Danner	
CONDITIONS			
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9971	0.0029
Temperature (C)	66.19	66.19	66.19
Pressure (kPa)	1.034e+004 *	1.034e+004	1.034e+004
Molar Flow (kgmole/h)	424.3	423.1	1.229
Mass Flow (kg/h)	9.526e+004	9.523e+004	22.13
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	104.7	104.7	2.218e-002
Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-4.741e+005	-4.747e+005	-2.826e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	302.8	303.5	64.48
Heat Flow (kJ/h)	-2.012e+008	-2.008e+008	-3.472e+005
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	104.4 *	104.4	2.181e-002
PROPERTIES			
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	224.5	225.1	18.02
Molar Density (kgmole/m3)	3.944	3.934	54.36
Mass Density (kg/m3)	885.5	885.4	979.3
Act. Volume Flow (m3/h)	107.6	107.6	2.260e-002
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2112	-2109	-1.569e+004
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.349	1.349	3.579
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	446.4	447.5	66.55
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.989	1.988	3.694
LHV Vol Basis (Std) (kJ/kgmole)	—	—	27.00
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	—	—	1.499
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.9998	2.118e-004
Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.9998	2.324e-004
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	—	—
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	—	—	—
Aug. Liq. Density (kgmole/m3)	4.052	4.041	55.39
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	446.4	447.5	66.55
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.005e+004	1.002e+004	29.11
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	909.6	909.6	998.0
Act. Liq. Flow (m3/s)	2.988e-002	2.988e-002	6.279e-006
Z Factor	—	0.9320	6.745e-002
Watson K	11.23	11.23	13.13
User Property	—	—	—
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	—	—
Cp(Cp - R)	1.019	1.019	1.143
Cp/Cv	1.130	1.130	1.194
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	—	—	—
Kinematic Viscosity (cSt)	12.01	12.00	0.4315
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	912.3	912.2	1015
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	104.4	104.4	2.181e-002
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.2535	0.2542	1.840e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	—	—	—
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9971	0.0029
Surface Tension (dyne/cm)	—	24.83	64.85
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1155	0.1155	0.6591
Viscosity (cP)	10.64	10.63	0.4225
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	438.1	439.2	58.23
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.951	1.951	3.232
Cv (kJ/kgmole-C)	395.0	396.0	55.72
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.759	1.759	3.093
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)	
Licensed to: L2G2105		Page 1 of 5	
		* Specified by user.	